

UNIVERSIDADE FEDERAL DO PARANÁ

WILLIAM CANTOS CORRÊA

AVALIAÇÃO DE UM SISTEMA REATOR ANAERÓBIO DE MANTO DE LODO
SEGUIDO DE FILTRO BIOLÓGICO PERCOLADOR DE BAIXA TAXA EM ESCALA
PLENA

CURITIBA

2019

WILLIAM CANTOS CORRÊA

AVALIAÇÃO DE UM SISTEMA REATOR ANAERÓBIO DE MANTO DE LODO
SEGUIDO DE FILTRO BIOLÓGICO PERCOLADOR DE BAIXA TAXA EM ESCALA
PLENA

Dissertação apresentada ao curso de Pós-Graduação
em Engenharia de Recursos Hídricos e Ambiental,
Setor Tecnologia da Universidade Federal do Paraná,
como requisito parcial à obtenção do título de Mestre
em Engenharia de Recursos Hídricos e Ambiental.

Orientador: Miguel Mansur Aisse, Dr.

CURITIBA

2019

Catálogo na Fonte: Sistema de Bibliotecas, UFPR
Biblioteca de Ciência e Tecnologia

C824a Corrêa, William Cantos
 Avaliação de um sistema reator anaeróbio de manto de lodo seguido de filtro biológico percolador de baixa taxa em escala plena [recurso eletrônico] / William Cantos Corrêa. – Curitiba, 2019.

Dissertação - Universidade Federal do Paraná, Setor de Tecnologia, Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Recursos Hídricos e Ambiental, 2019.

Orientador: Miguel Mansur Aisse.

1. Nitrificação. 2. Esgotos. 3. Águas residuais - Eliminação. I. Universidade Federal do Paraná. II. Aisse, Miguel Mansur. III. Título.

CDD: 628.162

Bibliotecária: Vanusa Maciel CRB- 9/1928



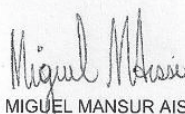
MINISTÉRIO DA EDUCAÇÃO
SETOR DE TECNOLOGIA
UNIVERSIDADE FEDERAL DO PARANÁ
PRÓ-REITORIA DE PESQUISA E PÓS-GRADUAÇÃO
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO ENGENHARIA DE
RECURSOS HÍDRICOS E AMBIENTAL - 40001016021P0

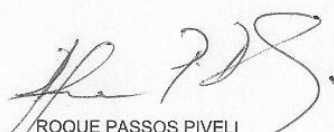
TERMO DE APROVAÇÃO

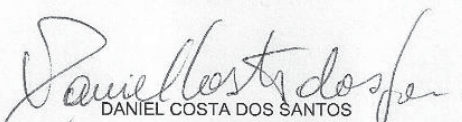
Os membros da Banca Examinadora designada pelo Colegiado do Programa de Pós-Graduação em ENGENHARIA DE RECURSOS HÍDRICOS E AMBIENTAL da Universidade Federal do Paraná foram convocados para realizar a arguição da Dissertação de Mestrado de **WILLIAM CANTOS CORRÊA**, intitulada: **AValiação DE UM SISTEMA REATOR ANAERÓBIO DE MANTO DE LODO SEGUIDO DE FILTRO BIOLÓGICO PERCOLADOR DE BAIXA TAXA EM ESCALA PLENA**, sob orientação do Prof. Dr. MIGUEL MANSUR AISSE, após terem inquirido o aluno e realizado a avaliação do trabalho, são de parecer pela sua APROVAÇÃO no rito de defesa.

A outorga do título de Mestre está sujeita à homologação pelo colegiado, ao atendimento de todas as indicações e correções solicitadas pela banca e ao pleno atendimento das demandas regimentais do Programa de Pós-Graduação.

Curitiba, 11 de Dezembro de 2019.


MIGUEL MANSUR AISSE
Presidente da Banca Examinadora


ROQUE PASSOS PIVELI
Avaliador Externo (UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO)


DANIEL COSTA DOS SANTOS
Avaliador Interno (UNIVERSIDADE FEDERAL DO PARANÁ)

*Dedico aos meus filhos Eduarda
e Fernando, pois por eles tudo vale a
pena.*

AGRADECIMENTO

Desafio equivalente a concluir este manuscrito é enumerar as pessoas que participaram desta trajetória. Inicialmente preciso agradecer ao meu orientador Miguel Aisse que soube conduzir com maestria esta pesquisa e seus vários entraves vencidos em nosso dia a dia. Da mesma forma que reconheço a grande importância dos professores que participaram da minha formação como pesquisador.

Agradeço à Companhia de Saneamento do Paraná – SANEPAR que nos deu acesso a Estação de Tratamento de Esgoto da Lapa, bem como, disponibilizou os dados de monitoramento, sem os quais não seria possível desenvolver esta pesquisa.

À COBRAPE, que permitiu que eu pudesse cumprir as demandas acadêmicas em paralelo aos trabalhos realizados em nosso atribulado cronograma de entregas.

Aos meus colegas de trabalho que compreenderam que não é possível estar em dois lugares ao mesmo tempo e, por vezes, tiveram que lidar com minha ausência.

Aos novos amigos que surgiram ao longo destes anos, que me acompanharam no dia a dia de aulas e trabalhos, à Julio, Karina e Luciene que realizaram as análises laboratoriais apresentadas neste estudo.

À minha mãe Isabel e à minha sogra Silmara que, por tantas vezes, cuidaram dos meus filhos para que eu pudesse me dedicar ao mestrado.

A todos que de qualquer forma participaram direta ou indiretamente na elaboração deste estudo ou que simplesmente estavam lá torcendo por mim.

E principalmente, devo um agradecimento muito especial ao meu grande amor, minha cúmplice, amiga e esposa Juliana Leithold, que com sua simples presença fez do meu mundo um lugar melhor. Obrigada pela ajuda com TUDO, desde o cuidado com as crianças, nas inúmeras vezes que me ajudou dentro do programa de pós-graduação e na elaboração deste documento, por me trazer de volta ao mundo acadêmico e pela sua paciência quando eu precisava. Obrigado meu amor!

“A ciência nunca resolve um problema sem criar pelo menos outros dez”.

(George Bernard Shaw)

RESUMO

Um dos processos de tratamento que vem se destacando, no cenário nacional, é o tratamento de esgotos sanitários em reator anaeróbio. Contudo, sistemas de tratamento baseado em digestão anaeróbia não atingem a eficiência necessária para atender aos critérios de lançamento estabelecidos pela legislação ambiental vigente. Neste caso, surge a alternativa de complementar o processo de tratamento anaeróbio com um sistema aeróbio de tratamento, sendo o filtro biológico percolador (FBP) uma alternativa economicamente interessante. Assim, o presente estudo teve como objetivo avaliar se o sistema RALF seguido de filtro percolador é eficiente na remoção de matéria orgânica carbonácea e de nitrogênio amoniacal presentes no esgoto doméstico. Desta forma, o estudo quantificou, avaliou e simulou os mecanismos citados em uma Estação de Tratamento de Esgotos – ETE, em escala plena, projetada para atender 28.963 habitantes, situada no município da Lapa - Paraná, composta por 03 reatores anaeróbios, 02 filtros biológicos percoladores e 02 decantadores secundários. Na caracterização do processo de tratamento foram monitorados 04 pontos estratégicos para possibilitar a avaliação do funcionamento de cada uma das unidades de tratamento: (i) esgoto bruto; (ii) efluente do RALF; (iii) efluente do filtro biológico percolador e (iv) efluente tratado. Para estimar a degradação da matéria orgânica carbonácea foram avaliados os seguintes parâmetros semanalmente durante o ano de 2018: (i) vazão, (ii) temperatura do efluente; (iii) demanda bioquímica de oxigênio; (iv) demanda química de oxigênio, (v) sólidos suspensos totais; (vi) sólidos sedimentáveis; (vii) alcalinidade; e (viii) pH. Na avaliação dos processos de tratamento observou-se uma eficiência elevada no tratamento da matéria orgânica carbonácea (92,4%), gerando um efluente final com apenas 22,1 mg/L de DBO. Na degradação do nitrogênio amoniacal foram realizadas três campanhas de monitoramento de 24 horas objetivando verificar sua variação ao longo do dia. Observou-se que o processo de nitrificação ocorre de forma parcial, consumindo aproximadamente 20% do nitrogênio amoniacal (11,0 mg/L) presente no efluente. De posse dos dados de matéria orgânica, coletados ao longo de 2018, foi possível realizar simulações de decaimento de substrato, considerando diferentes tipos de hidráulica de reatores e diferentes ordens de reação. Nos ajustes realizados com os dados de DBO, verificou-se que a simulação que obteve melhores valores de coeficiente de determinação foram as simulações de ordem zero, tanto para o reator anaeróbio, quanto para o filtro percolador. Para os dados de nitrogênio amoniacal verificou-se que o ajuste com melhores valores de coeficientes de determinação foram as simulações de primeira ordem em reatores de fluxo pistão.

Palavras-chave: ETE Lapa. Sistema RALF + FBP. Matéria Orgânica Carbonácea. Nitrificação. Cinética de reatores.

ABSTRACT

One of the treatment processes that has stood out in the national scene is the treatment of sanitary sewage in an anaerobic reactor. However, anaerobic digestion-based treatment systems do not achieve the efficiency required to meet the release criteria established by current environmental legislation. In this case, the alternative arises of complementing the anaerobic treatment process with an aerobic treatment system, being the trickling filter (TF) an economically interesting alternative. Thus, the present study aimed to evaluate if a RALF system followed by a trickling filter is efficient in the removal of carbonaceous organic matter and ammonium nitrogen present in the domestic sewage. Thus, the study quantified, evaluated and simulated the mechanisms mentioned in a full - scale wastewater treatment plant (WWTP) located in the city of Lapa - Paraná, composed of 03 anaerobic reactors, 02 trickling filters and 02 secondary sedimentation tanks. In the characterization of the treatment process 04 strategic points were monitored to enable the evaluation of the operation of each of the treatment units: (i) raw sewage; (ii) RALF effluent; (iii) trickling filter effluent and (iv) treated effluent. To estimate the degradation of carbonaceous organic matter, the following parameters were evaluated weekly during 2018: (i) flow rate, (ii) effluent temperature; (iii) biochemical oxygen demand; (iv) chemical oxygen demand; (v) total suspended solids; (vi) settleable solids; (vii) alkalinity; and (viii) pH. The evaluation of the treatment processes showed high efficiency in the treatment of carbonaceous organic matter (92.4%), generating a final effluent with only 22.1 mg/L of BOD. In ammonium nitrogen degradation, three 24-hour monitoring campaigns were carried out to verify its variation throughout the day. It was observed that the nitrification process occurs partially, consuming approximately 20% of the ammonium nitrogen (11.0 mg/L) present in the effluent. Based at the organic matter data collected during 2018, it was possible to perform substrate decay simulations, considering different types of reactor hydraulics and different reaction orders. In the adjustments made with the BOD data, it was found that the simulation that obtained the best determination coefficient values were the zero-order simulations for both the anaerobic reactor and the trickling filter. For the ammonium nitrogen data, it was found that the adjustment with the best values of determination coefficients were the first order simulations in piston flow reactors.

Keywords: Lapa WWTP. RALF + TF system. Carbonaceous organic matter. Nitrification. Reactor kinetics.

LISTA DE FIGURAS

FIGURA 1 – ESQUEMA DOS PROCESSOS BIOLÓGICOS ENVOLVIDOS NO CICLO DO NITROGÊNIO	29
FIGURA 2 – REPRESENTAÇÃO ESQUEMÁTICA DO REATOR RALF	38
FIGURA 3 – REPRESENTAÇÃO ESQUEMÁTICA DE UM FILTRO BIOLÓGICO PERCOLADOR	41
FIGURA 4 – FLUXOGRAMA DE PROCESSO.....	45
FIGURA 5 – PERFIL DE REMOÇÃO DE DBO5 E NH4+ AO LONGO DA PROFUNDIDADE	56
FIGURA 6 – FLUXOGRAMA DE TRATAMENTO ADOTADO NA ETE LAPA.	58
FIGURA 7 – ETE LAPA DA SANEPAR: PRINCIPAIS UNIDADES DE TRATAMENTO	59
FIGURA 8 – FILTRO BIOLÓGICO PERCOLADOR	61
FIGURA 9 – MATERIAL UTILIZADO COMO MEIO SUPORTE PARA O FILTRO BIOLÓGICO PERCOLADOR - TIPO PEDRA BRITADA 4A	62
FIGURA 10 – DECANTADOR SECUNDÁRIO	63
FIGURA 11 – PONTOS DE AMOSTRAGEM DA ETE LAPA	66
FIGURA 12 – AMOSTRADOR AUTOMÁTICO UTILIZADO NO PROCESSO DE AMOSTRAGEM	67
FIGURA 13 – ETE LAPA - EQUIPAMENTOS DE MONITORAMENTO DE VAZÃO TIPO DATALOG	69
FIGURA 14 – AMPLITUDE DA TEMPERATURA DO AR OBSERVADA NO ANO DE 2018	70
FIGURA 15 – MEDIDOR DIGITAL DE DEMANDA BIOQUÍMICA DE OXIGÊNIO	71
FIGURA 16 – FILTRO BIOLÓGICO PERCOLADOR PROBLEMÁTICO.	80
FIGURA 17 – DISTRIBUIÇÃO DOS DADOS DE VAZÃO DA ETE LAPA AO LONGO DE 2018	82
FIGURA 18 – DISTRIBUIÇÃO DOS DADOS DE TEMPERATURA DO AFLUENTE DA ETE LAPA AO LONGO DE 2018	83
FIGURA 19 – DISTRIBUIÇÃO DOS DADOS DE DBO DA ETE LAPA AO LONGO DE 2018	85
FIGURA 20 – DISTRIBUIÇÃO DOS DADOS DE DQO DA ETE LAPA AO LONGO DE 2018	87

FIGURA 21 – DISTRIBUIÇÃO DOS DADOS DE SST DA ETE LAPA AO LONGO DE 2018	89
FIGURA 22 – DISTRIBUIÇÃO DOS DADOS DE ALCALINIDADE DA ETE LAPA AO LONGO DE 2018.....	91
FIGURA 23 – DISTRIBUIÇÃO DOS DADOS DE PH DA ETE LAPA AO LONGO DE 2018	93
FIGURA 24 – VAZÃO AFLUENTE DA ETE LAPA MÊS A MÊS AO LONGO DE 2018	94
FIGURA 25 – TEMPERATURA AFLUENTE DA ETE LAPA MÊS A MÊS AO LONGO DE 2018.....	94
FIGURA 26 – DISTRIBUIÇÃO DOS DADOS DE DBO DA ETE LAPA MÊS A MÊS AO LONGO DE 2018	95
FIGURA 27 – DISTRIBUIÇÃO DOS DADOS DE DBO DA ETE LAPA MÊS A MÊS AO LONGO DE 2018.....	96
FIGURA 28 – DISTRIBUIÇÃO DOS DADOS DE DBO DA ETE LAPA MÊS A MÊS AO LONGO DE 2018	98
FIGURA 29 – DISTRIBUIÇÃO DOS DADOS DE SÓLIDOS SEDIMENTÁVEIS DA ETE LAPA MÊS A MÊS AO LONGO DE 2018	100
FIGURA 30 – DISTRIBUIÇÃO DOS DADOS DE (A) VAZÃO E (B) TEMPERATURA DO EFLUENTE ETE LAPA CONFORME O CLIMA AO LONGO DE 2018.....	101
FIGURA 31 – DISTRIBUIÇÃO DOS DADOS DE MATÉRIA ORGÂNICA DA ETE LAPA CONFORME O CLIMA AO LONGO DE 2018	102
FIGURA 32 – DISTRIBUIÇÃO DOS DADOS DE SÓLIDOS DA ETE LAPA CONFORME O CLIMA AO LONGO DE 2018	103
FIGURA 33 – GRÁFICO BOXPLOT DAS VAZÕES OBSERVADAS.....	109
FIGURA 34 – VARIAÇÃO DIÁRIA DA VAZÃO DA ETE LAPA.....	110
FIGURA 35 – CONCENTRAÇÃO DA SÉRIE DE NITROGÊNIO NO AFLUENTE DO FBP	111
FIGURA 36 – CONCENTRAÇÃO DA SÉRIE DE NITROGÊNIO NO AFLUENTE DO FBP	112
FIGURA 37 – CONCENTRAÇÃO DA SÉRIE DE NITROGÊNIO NO EFLUENTE DO FBP	112
FIGURA 38 – COMPARAÇÃO ENTRE A VAZÃO HORÁRIA E A EFICIÊNCIA NA REMOÇÃO DE NITROGÊNIO AMONÍACAL.....	113
FIGURA 39 – CONCENTRAÇÃO DA SÉRIE DE NITROGÊNIO NO AFLUENTE DO FBP	114
FIGURA 40 – CONCENTRAÇÃO DA SÉRIE DE NITROGÊNIO NO EFLUENTE DO FBP	115
FIGURA 41 – CONCENTRAÇÃO DA SÉRIE DE NITROGÊNIO NO EFLUENTE DO FBP	115
FIGURA 42 – DISTRIBUIÇÃO DIÁRIA DA REMOÇÃO DO NITROGÊNIO AMONÍACAL..	116

FIGURA 43 – CONCENTRAÇÃO DA SÉRIE DE NITROGÊNIO NO EFLUENTE DO RALF	117
FIGURA 44 – CONCENTRAÇÃO DA SÉRIE DE NITROGÊNIO NO EFLUENTE DO FBP	117
FIGURA 45 – AJUSTE DADOS DE DBO DO RALF DA ETE LAPA.....	121
FIGURA 46 – AJUSTE DADOS DE DBO DO RALF DA ETE LAPA.....	123
FIGURA 47 – AJUSTE DE DADOS DE DBO DO RALF DA ETE LAPA.....	129

LISTA DE TABELAS

TABELA 1 – PRINCIPAIS CARACTERÍSTICAS DO ESGOTO DOMÉSTICO.	24
TABELA 2 – EFICIÊNCIA DO REATOR ANAERÓBIO NA REMOÇÃO DA MATÉRIA ORGÂNICA CARBONÁCEA	40
TABELA 3 – CARACTERÍSTICAS DE MEIOS DE SUPORTE DISPONÍVEIS PARA FBP ...	42
TABELA 4 – CARACTERÍSTICAS OPERACIONAIS DE FBP	44
TABELA 5 – PRINCIPAIS FATORES OPERACIONAIS QUE INTERFEREM NA NITRIFICAÇÃO	52
TABELA 6 – RESUMO DAS CONDIÇÕES INICIAIS DE PROJETO DA ETE LAPA	58
TABELA 7 –RESUMO DAS UNIDADES DE TRATAMENTO EM OPERAÇÃO NA ETE LAPA	64
TABELA 8 – METODOLOGIA PARA AVALIAÇÃO DA MATÉRIA ORGÂNICA CARBONÁCEA	68
TABELA 9 – PRINCIPAIS CARACTERÍSTICAS DAS CAMPANHAS REALIZADAS	74
TABELA 10 – METODOLOGIA PARA AVALIAÇÃO DO PROCESSO DE NITRIFICAÇÃO .	75
TABELA 11 – METODOLOGIA EXPERIMENTAL ADOTADA	77
TABELA 12 – DISTRIBUIÇÃO DOS DADOS DE VAZÃO OBSERVADOS NA ETE LAPA (L/S)	81
TABELA 13 – TAXAS DE APLICAÇÃO HIDRÁULICA OBSERVADAS EM 2018.....	82
TABELA 14 – DISTRIBUIÇÃO DOS DADOS DE TEMPERATURA OBSERVADA (°C)	83
TABELA 15 – DISTRIBUIÇÃO DOS DADOS DE DBO	84
TABELA 16 – TAXAS DE APLICAÇÃO VOLUMÉTRICA OBSERVADAS EM 2018	85
TABELA 17 – DISTRIBUIÇÃO DOS DADOS DE DQO	86
TABELA 18 – TAXAS DE APLICAÇÃO VOLUMÉTRICA OBSERVADAS EM 2018	86
TABELA 19 – DISTRIBUIÇÃO DOS DADOS DE SST	88
TABELA 20 – REMOÇÃO DE SST OBSERVADA EM 2018	90
TABELA 21 – DISTRIBUIÇÃO DOS DADOS DE ALCALINIDADE	90
TABELA 22 – DISTRIBUIÇÃO DOS DADOS DE PH	92
TABELA 23 – VAZÕES MÉDIAS DE HORA A HORA.....	109
TABELA 24 – VARIAÇÃO DIÁRIA DA SÉRIE DE NITROGÊNIO EFLUENTE E AFLUENTE DO FILTRO BIOLÓGICO - INVERNO	111

TABELA 25 – VARIAÇÃO DIÁRIA DA SÉRIE DE NITROGÊNIO EFLUENTE E AFLUENTE DO FILTRO BIOLÓGICO - VERÃO	113
TABELA 26 – VARIAÇÃO DIÁRIA DA SÉRIE DE NITROGÊNIO EFLUENTE E AFLUENTE DO FILTRO BIOLÓGICO	116
TABELA 27 – DESEMPENHO DE SISTEMAS DE TRATAMENTO DE RALF + FBP	119
TABELA 28 –ETE LAPA: VELOCIDADE DE DECAIMENTO (K) – DBO – MÊS A MÊS ...	124
TABELA 29 – COEFICIENTE DE AJUSTE (R^2) – DBO – MÊS A MÊS.....	125
TABELA 30 – VELOCIDADE DE DECAIMENTO (K) – DBO – POR ESTAÇÕES DO ANO	126
TABELA 31 – VELOCIDADE DE DECAIMENTO (K) DBO – CONFORME REGIME DE CHUVAS.....	127
TABELA 32 – VELOCIDADE DE DECAIMENTO (K) DOS DADOS DE NH_4	128
TABELA 33 – VELOCIDADE DE DECAIMENTO (K) – DBO - MÊS A MÊS.....	131

LISTA DE SIGLAS, SIMBOLOS E ABREVIATURAS

ABNT	Associação Brasileira de Normas Técnicas
ALC	Alcalinidade
CH ₄	Metano
CHV	Carga Hidráulica Volumétrica
CO ₂	Dióxido de carbono
CO	Carga Orgânica
COV	Carga Orgânica Volumétrica
DBO	Demanda Bioquímica de Oxigênio
DQO	Demanda Química de Oxigênio
ETE	Estação de Tratamento de Esgoto
FBP	Filtro Biológico Percolador
H	Horas
H ₂	Hidrogênio
H ₂ S	Sulfeto de hidrogênio
K	Constante Cinética de Velocidade Reação
M	Metros
Min	Minuto
NBR	Norma Brasileira
N-NH ₃	Nitrogênio amoniacal
N-NO ₂	Nitrito
N-NO ₃	Nitrato
N _{org}	Nitrogênio Orgânico
NT	Nitrogênio total
O ₂	Oxigênio
OD	Oxigênio dissolvido
P _{inorg}	Fósforo Inorgânico
P _{org}	Fósforo Orgânico
PT	Fósforo Total
pH	Potencial hidrogeniônico
Q	Vazão
RALF	Reator Anaeróbio de Lodo Fluidizado
S	Substrato no tempo t
S ₀	Substrato no tempo t=0

Sanepar	Companhia de Saneamento do Paraná
SDT	Sólidos Dissolvidos Totais
SSed	Sólidos Sedimentáveis
SST	Sólidos Suspensos Totais
ST	Sólidos Totais
T	Tempo
T	Temperatura
TAS	Taxa de Aplicação Superficial
TDH	Tempo de Detenção Hidráulica
V	Volume

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	20
1.1	EVIDÊNCIAS DE INTERESSE:	20
1.2	JUSTIFICATIVA:	21
1.3	HIPÓTESE	22
2	OBJETIVO	23
2.1	OBJETIVOS ESPECÍFICOS	23
3	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	24
3.1	COMPOSIÇÃO DOS ESGOTOS DOMÉSTICOS	24
3.2	DEGRADAÇÃO DA MATÉRIA ORGÂNICA CARBONÁCEA	25
3.2.1	Digestão Aeróbia da Matéria Orgânica Carbonácea	26
3.2.2	Digestão Anaeróbia da Matéria Orgânica Carbonácea	27
3.2.2.1	Hidrólise	28
3.2.2.2	Acidogênese	28
3.2.2.3	Acetogênese	28
3.2.2.4	Metanogênese	28
3.3	CICLO DO NITROGÊNIO	28
3.3.1	Amonificação	29
3.3.2	Oxidação anaeróbia da amônia – processo Anammox	30
3.3.3	Nitrificação	30
3.3.3.1	Nitrificação autótrofa	31
3.3.3.2	Nitrificação heterótrofa	32
3.3.3.3	Nitrificação curta (SHARON)	33
3.3.4	Desnitrificação	33
3.3.4.1	Desnitrificação heterótrofa	34
3.3.4.2	Desnitrificação Autótrofa	35
3.3.4.3	Desnitrificação Aeróbia	36

3.4	TRATAMENTO DE ESGOTOS	36
3.4.1	Tipologia dos tratamentos de esgoto.....	36
3.4.2	Reator anaeróbio tipo RALF	37
3.4.2.1	Critérios de Projeto (NBR 12.209/2011)	38
3.4.2.2	Eficiência esperada	39
3.4.3	Filtro Biológico Percolador.....	40
3.4.3.1	Material suporte	42
3.4.3.2	Ventilação	43
3.4.3.3	Classificação de Filtros Biológicos Percoladores.....	43
3.4.4	Sistema de Filtração Biológica Pós Reator Anaeróbio.....	44
3.5	EQUACIONAMENTO DO DESEMPENHO DE REATORES	46
3.5.1	Ordens e Taxas de Reações.....	46
3.5.2	Regime hidráulico de reatores.....	49
3.5.2.1	Reatores de mistura completa.....	49
3.5.2.2	Reatores tipo pistão	50
3.6	PROCESSO DE NITRIFICAÇÃO EM FBP	51
3.6.1	Cinética de nitrificação em FBP.....	51
3.6.2	Efeito da temperatura na nitrificação	54
3.6.3	Efeito do pH e da alcalinidade na nitrificação	54
3.6.4	Competição pelo OD	55
4	MATERIAIS E MÉTODOS	57
4.1	MATERIAIS.....	57
4.1.1	Concepção da ETE Lapa	57
4.1.1.1	Reator Anaeróbio	60
4.1.1.2	Filtro biológico percolador	60
4.1.1.2.1	Meio suporte do filtro biológico.....	62
4.1.1.3	Decantador secundário	63
4.1.2	Características físicas das unidades de tratamento.....	64

4.2	MÉTODOS	65
4.2.1	Avaliação de desempenho da ETE Lapa no tratamento de matéria orgânica carbonácea.	65
4.2.1.1	Pontos de amostragem	65
4.2.1.2	Frequência de amostragem.....	67
4.2.1.3	Processo de amostragem.....	67
4.2.1.4	Técnicas analíticas.....	68
4.2.1.4.1	<i>Monitoramento da Vazão Diária - Q_{dia}</i>	68
4.2.1.4.2	<i>Determinação da Temperatura – T</i>	69
4.2.1.4.3	<i>Determinação das Demandas de Oxigênio</i>	70
4.2.1.4.4	<i>Determinação da Série de Sólidos</i>	71
4.2.1.5	Tratamento dos Dados	72
4.2.1.5.1	<i>Estatística Descritiva dos Dados</i>	72
4.2.1.5.2	<i>Testes de Correlação de Pearson</i>	72
4.2.1.5.3	<i>Taxas de Remoção de Substrato ou Eficiência do Sistema</i>	73
4.2.1.5.4	<i>Taxas de Aplicação Superficial e Taxa de Aplicação Volumétrica</i>	73
4.2.2	Avaliação de desempenho da ETE Lapa na nitrificação do efluente do reator anaeróbio.	73
4.2.2.1	Pontos de Amostragem	73
4.2.2.2	Frequência de amostragem.....	74
4.2.2.3	Processo de amostragem.....	74
4.2.2.4	Técnicas Analíticas	74
4.2.2.4.1	<i>Monitoramento da Vazão Horária—Q_{Hora}</i>	75
4.2.2.4.2	<i>Sonda Multiparamétrica</i>	75
4.2.2.4.3	<i>Série do Nitrogênio</i>	75
4.2.2.5	Tratamento dos Dados	77
4.2.3	Estimativa dos valores de decaimento “k”	77
5	RESULTADOS	79

5.1	AVALIAÇÃO DE DESEMPENHO DA ETE LAPA NO TRATAMENTO DA MATÉRIA ORGANICA CARBONÁCEA	79
5.1.1	Condições operacionais.....	79
5.1.2	Desempenho da ETE - Parâmetros Avaliados	81
5.1.2.1	Vazão – Q	81
5.1.2.2	Temperatura – T	83
5.1.2.3	Demanda Bioquímica de Oxigênio – DBO.....	84
5.1.2.4	Demanda Química de Oxigênio – DQO.....	86
5.1.2.5	Sólidos Suspensos Totais – SST	88
5.1.2.1	Alcalinidade.....	90
5.1.2.1	Potencial Hidrogeniônico – pH	92
5.1.3	Variabilidade dos Parâmetros Mês a Mês	93
5.1.3.1	Vazão – Q	94
5.1.3.2	Temperatura – T	94
5.1.3.3	Demanda Bioquímica de Oxigênio – DBO.....	95
5.1.3.1	Demanda Química de Oxigênio – DQO.....	96
5.1.3.2	Sólidos Suspensos Totais - SST	97
5.1.3.3	Sólidos sedimentáveis – SSed	99
5.1.4	Variabilidade dos Parâmetros Devido ao Clima.....	100
5.1.4.1	Vazão – Q e Temperatura – T	101
5.1.4.2	Demanda Bioquímica de Oxigênio – DBO e Demanda Química de Oxigênio – DQO	101
5.1.4.1	Sólidos Suspensos Totais – SST e Sólidos Sedimentáveis – SSed	102
5.1.5	Discussão – Eficiência na remoção da DBO	103
5.1.5.1	Correlação entre a variação da vazão e as concentrações observadas	103
5.1.5.2	Correlação entre a variação da Temperatura e as eficiências observadas.....	104
5.1.5.3	Correlação entre as concentrações de matéria orgânica.....	104
5.1.5.4	Monitoramento da alcalinidade e do pH	105
5.1.5.5	Avaliação da variação da eficiência na remoção de matéria orgânica	105

5.1.5.6 Avaliação dos efeitos da sazonalidade no sistema de tratamento	107
5.2 AVALIAÇÃO DE DESEMPENHO DA ETE LAPA NA NITRIFICAÇÃO DO EFLUENTE.	108
5.2.1 Variação diária dos dados de Vazão	108
5.2.2 Variação da Série do Nitrogênio.....	110
5.2.2.1 Série do Nitrogênio – Campanha 01	110
5.2.2.2 Série do Nitrogênio – (Campanha 2)	113
5.2.2.3 Série do Nitrogênio – Campanha 3	116
5.2.3 Discussão – Eficiência do sistema RALF seguido de FBP	117
5.3 ESTIMATIVA DA CONSTANTE DE DECAIMENTO OBSERVADA NA ETE LAPA	120
5.3.1 Cálculo da constante de decaimento bacteriano da DBO.....	120
5.3.1.1 Ajuste dos dados de DBO mês a mês	124
5.3.1.2 Ajuste dos dados de DBO conforme sazonalidade.....	125
5.3.1.3 Ajuste dos dados de DBO conforme regime de chuvas.....	127
5.3.2 Cálculo da constante de decaimento bacteriano de N-NH ₄	128
5.3.3 Discussão	131
6 CONSIDERAÇÕES FINAIS	133
6.1 CONCLUSÃO.....	133
6.2 ESTUDOS FUTUROS.....	134
REFERÊNCIAS	136
APÊNDICES.....	141
ANEXOS	169

1 INTRODUÇÃO

Devido ao crescente aumento das exigências das leis ambientais as estações de tratamento de esgoto (ETE) existentes necessitam se adequar constantemente aos critérios de lançamento de efluentes. Atualmente, a Resolução CONAMA 430/2011 define critérios de lançamento que exigem uma eficiência na remoção de matéria orgânica e de nitrogênio amoniacal superior à que apresentam grande parte das matrizes de tratamento instaladas no estado do Paraná, que se utilizam apenas de reatores anaeróbios (CORREA et al., 2017).

Com base nesta demanda, surge a alternativa da complementar tal processo adotando um pós-tratamento aeróbio para o efluente do reator anaeróbio, sendo os reatores biológicos com crescimento aderido – do tipo filtro biológico percolador, uma alternativa economicamente interessante (CHERNICHARO, 1999).

Os primeiros sistemas de tratamento que empregaram o conceito de crescimento aderido, como os filtros biológicos percoladores, começaram a ser desenvolvidos no início da década de 70. Porém, com o surgimento de processos que empregam biomassa suspensa, processo de lodos ativados, o interesse na aplicação dos reatores com crescimento aderido reduziu significativamente. Contudo, a vantagem existente na aplicação destes dispositivos motivou o ressurgimento no interesse pelo estudo desses processos (BORBA et al., 2017).

Assim, os filtros percoladores foram promovidos nos países ocidentais a processos energeticamente eficientes na utilização de sistemas microbiológicos para tratar águas residuárias, sendo sua principal diferença com os sistemas de biomassa suspensa o fato de a necessidade de oxigênio ser satisfeita apenas por ventilação natural, sem qualquer necessidade de aeração por equipamentos avançados e, consequente, elevado consumo energético (MELLER, 2009).

1.1 EVIDÊNCIAS DE INTERESSE:

Atualmente, aproximadamente 50% da população brasileira não tem acesso a sistemas de coleta de esgoto e apenas 40% do esgoto gerado recebe algum tipo de tratamento. Estes índices indicam uma demanda constante por novas ETEs, bem como ampliações e modernizações dos sistemas existentes.

O processo de escolha de tecnologias para o tratamento de esgotos sanitários tem buscado pesquisas que associem o desenvolvimento de tecnologias simplificadas e sustentáveis, compatíveis com o contexto econômico do país. Uma tecnologia de tratamento bem-sucedida no Brasil tem sido a de reatores anaeróbios de manto de lodo e fluxo ascendente, que apresentam algumas vantagens em relação a processos aeróbios de tratamento de esgotos como menor produção de lodo, baixo consumo energético e baixos custos de operação.

Apesar das vantagens, os efluentes dos reatores anaeróbios ainda necessitam de uma etapa posterior de tratamento visando o atendimento a padrões de lançamento de efluentes exigidos pela legislação ambiental, Resoluções CONAMA 357/2005, 410/2009 e 430/2011. Uma alternativa de pós-tratamento promissora é o uso de filtros biológicos percoladores que têm mostrado um grande potencial para atender aos padrões de lançamento preconizados pelas legislações ambientais vigentes

O Brasil possuía em 2017 121 estações de tratamento de esgotos compostas por reatores anaeróbios seguidos de filtros biológicos percoladores (ANA, 2017). Porém, na última década foi realizado um número reduzido de estudos relativos a esta área do conhecimento, uma vez que, segundo Gomes e Henrich (2014), os filtros percoladores possuem uma capacidade de tratar esgotos com eficiência comparável a processos de lodos ativados, possibilitando, até mesmo, a remoção biológica do nitrogênio amoniacal, mantendo os custos operacionais e de manutenção reduzidos.

1.2 JUSTIFICATIVA:

Atualmente no Brasil existem 2.768 ETEs em operação distribuídas em 1.592 municípios, sendo que cerca de 60% destas possuem eficiência na remoção de carbono orgânico menor ou igual a 80%, e 328 estações são compostas apenas por reatores anaeróbios. Entre as ETEs com eficiência superior a 80%, apenas 5% destas realizam remoção de nutrientes (ANA, 2017).

Assim, tendo em vista a crescente demanda por tratamentos mais eficientes com baixo custo operacional é de grande importância o estudo de alternativas de tratamento complementares economicamente eficientes na remoção de matéria orgânica e de nutrientes.

1.3 HIPÓTESE

ETEs em escala plena utilizando reator biológico de crescimento aderido, tipo filtro biológico percolador, como pós-tratamento de um reator anaeróbio atende de forma eficiente as necessidades de remoção de matéria orgânica carbonácea e de nitrogênio amoniacal do esgoto doméstico, conforme preconizado pela Resolução CONAMA 430/2011.

2 OBJETIVO

O trabalho visa avaliar o desempenho de ETE em escala plena, composta por reatores anaeróbios de manto de lodo seguidos de filtros percoladores de baixa taxa, na digestão do esgoto sanitário.

2.1 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

A presente pesquisa apresenta os seguintes objetivos específicos:

- a) avaliar o desempenho de uma ETE em operação, utilizando sistema de Reator Anaeróbio seguido de Filtro Biológico Percolador de baixa taxa no tratamento de matéria orgânica carbonácea.
- b) avaliar o desempenho deste Filtro Biológico Percolador de baixa taxa na Nitrificação do efluente de reatores anaeróbios.
- c) estudar o comportamento cinético das unidades de tratamento em escala plena e estimar a velocidade de transformação de substrato nos processos unitários utilizados na estação de tratamento estudada.

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 COMPOSIÇÃO DOS ESGOTOS DOMÉSTICOS

Atualmente, a ação antrópica é o principal responsável pela transformação do meio ambiente, tendo o lançamento de águas residuárias com elevadas concentrações de nutrientes, compostos de fósforo e nitrogênio, como um dos principais agentes de degradação ambiental. Esta dinâmica pode ser verificada também no Brasil, onde os esgotos domésticos são lançados em corpos d'água continentais sem nenhuma forma de tratamento (ESTEVES, 2011).

Os esgotos domésticos, ou águas residuárias domésticas, são definidos pela NBR-9.648:1986 da ABNT como “Despejo líquido resultante do uso da água para higiene e necessidades fisiológicas humanas”. As características físicas e químicas das águas residuárias podem variar dependendo das características da população esgotada, sendo que as principais características dos efluentes podem ser observadas na Tabela 01.

TABELA 1 – PRINCIPAIS CARACTERÍSTICAS DO ESGOTO DOMÉSTICO.

Parâmetro	Faixa	Valor típico	Unidades
Sólidos Totais – ST	700 - 1.350	1.100	mg L ⁻¹
Sólidos Suspenso Totais - SST	200 - 452	350	mg L ⁻¹
Sólidos Dissolvidos Totais - SDT	500 - 900	700	mg L ⁻¹
DBO ₅	250 - 400	300	mg L ⁻¹
DQO	450 - 800	600	mg L ⁻¹
DBO _{última}	350 - 600	450	mg L ⁻¹
Nitrogênio Total – NT	35 - 60	45	mgN L ⁻¹
Nitrogênio Orgânico – N _{org}	15 - 25	20	mgN L ⁻¹
Nitrogênio amoniacal – N-NH ₄	0 - 35	25	mgNH ₃ L ⁻¹
Nitrito – N-NO ₂	0	0	mgNO ₂ L ⁻¹
Nitrato - N-NO ₃	0 - 1	0	mgNO ₃ L ⁻¹
Fósforo Total – PT	4 - 15	7	mgP L ⁻¹
Fósforo Orgânico - P _{org}	1 - 6	2	mgP L ⁻¹
Fósforo Inorgânico- P _{inorg}	3 - 9	5	mgP L ⁻¹
pH	6,7 - 8,0	7,0	-
Alcalinidade	100 - 250	200	mgCaCO ₃ L ⁻¹

FONTE: VON SPERLING (2014)

3.2 DEGRADAÇÃO DA MATÉRIA ORGÂNICA CARBONÁCEA

O dióxido de carbono (CO_2) presente no meio aquático pode ter diversas origens, sendo que as principais são:

- (i) troca atmosférica;
- (ii) chuvas;
- (iii) águas subterrâneas;
- (iv) decomposição de matéria orgânica (MO), e
- (v) respiração de microrganismos.

Uma das principais fontes de carbono orgânico nos corpos d'água são descargas de esgotos sanitários, compostos principalmente de carbono, hidrogênio e oxigênio. Os principais grupos de substâncias orgânicas encontradas nos esgotos são: (i) carboidratos, variando de 25 a 50%; (ii) proteínas, variando de 40 a 60%; e (iii) óleos e graxas, com aproximadamente 10% (VON SPERLING, 2014).

O primeiro parâmetro a ser utilizado para quantificar a presença de matéria orgânica em águas naturais foi a determinação da concentração de sólidos voláteis (SVT). Foi visto que a fração de sólidos voláteis em uma amostra corresponde aos compostos orgânicos que se volatilizam a uma temperatura na faixa de 550 a 600°C. No entanto, os resultados desta análise gravimétrica são pouco precisos para diversas aplicações. Introduziu-se, em seguida, o teste da Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO) (METCALF; EDDY, 2016).

A DBO_5 corresponde à fração biodegradável da matéria orgânica presente numa amostra, consumida durante um período de cinco dias a uma temperatura constante de 20°C. A medida da concentração de matéria orgânica biodegradável neste ensaio é um resultado indireto obtido através de dados do consumo de oxigênio pelos microrganismos para degradação da matéria orgânica durante o período de incubação. Apesar de muito importante, a análise de DBO é demorada, necessitando-se de um prazo de cinco dias para a obtenção dos resultados (METCALF; EDDY, 2016).

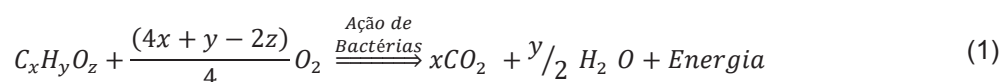
Além disso, a DBO pode apresentar certa imprecisão em seus resultados, especialmente nos casos de efluentes industriais que não contém microrganismos, sendo necessária a semeadura da amostra e o controle paralelo da demanda bioquímica de oxigênio da semente. Outra limitação da DBO é a de acusar apenas a fração biodegradável dos compostos orgânicos, uma vez que o processo é de natureza bioquímica (ESTEVES, 2011).

Este fato motivou o uso em conjunto com a demanda química de oxigênio (DQO). Emprega-se na análise de DQO um oxidante químico forte, o dicromato de potássio, que em uma reação catalisada oxida um número maior de compostos do que o que ocorre na reação bioquímica. A relação entre a DBO e a DQO de amostras de efluentes industriais é bastante utilizada nas previsões das suas condições de biodegradabilidade (VON SPERLING, 2014).

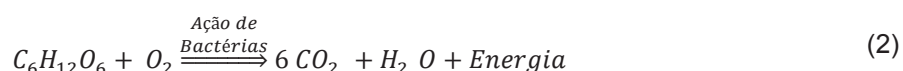
3.2.1 Digestão Aeróbia da Matéria Orgânica Carbonácea

Os processos responsáveis pela remoção da matéria orgânica carbonácea são aqueles que utilizam os microrganismos como principais agentes transformadores, principalmente as bactérias heterotróficas aeróbias e facultativas, que se beneficiam dos compostos presentes no esgoto para obterem suas fontes de carbono, nutrientes e energia. Desta forma, eles garantem o seu metabolismo e reprodução por meio de reações de oxidação dos substratos orgânicos e inorgânicos presentes nos efluentes, bem como pela utilização do carbono orgânico e do dióxido de carbono (VON SPERLING, 1996).

Segundo Van Haandel e Lettinga (1994) a equação da respiração aeróbia pode ser expressa na forma genérica:



Ou na forma geral:



De forma geral, processos de tratamento são concebidos de forma a acelerar os mecanismos de degradação que ocorrem naturalmente nos corpos receptores. Assim, a decomposição dos poluentes orgânicos degradáveis é alcançada, em condições controladas, em intervalos de tempo menores do que nos sistemas naturais (METCALF; EDDY, 2016).

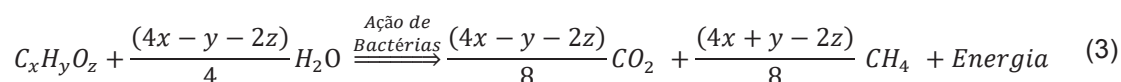
A essência do processo biológico do tratamento de esgotos domésticos é a inclusão de uma grande variedade de microrganismos como: bactérias, protozoários, fungos, entre outros no processo de tratamento, de forma que a matéria orgânica

presente nos esgotos possa ser utilizada como alimento pelos microrganismos que a convertem em gás carbônico, água e material celular. Essa decomposição biológica da matéria orgânica requer a presença de oxigênio como componente fundamental dos processos aeróbios, além da manutenção de outras condições ambientais favoráveis, como pH, temperatura, tempo de contato, etc. (ESTEVES, 2011).

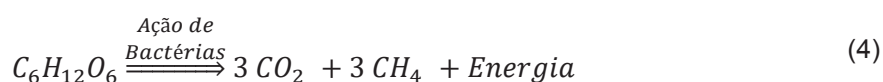
3.2.2 Digestão Anaeróbia da Matéria Orgânica Carbonácea

Segundo CHERNICHARO (1999) existem várias configurações de sistemas anaeróbios para remoção de matéria orgânica carbonácea no tratamento de águas residuárias. O processo anaeróbio apresenta como principal vantagem a possibilidade de geração de energia a partir do biogás, além da baixa produção de lodo, que diminui os custos de gerenciamento.

Segundo Van Haandel e Lettinga (1994) pode-se representar, de forma genérica, a conversão anaeróbia da matéria carbonácea de acordo com a equação a seguir:



Ou na forma geral:



Algumas desvantagens como baixas taxas de crescimento bacteriano e consequente longo tempo de retenção celular foram contornados pelo desenvolvimento de reatores mais modernos como a proposta dos reatores anaeróbios de manto de lodo de fluxo ascendente (LETTINGA, 2005).

O processo de digestão anaeróbia que ocorre no digestor anaeróbio de manto de lodo de fluxo ascendente é um processo bioquímico complexo que pode ser subdividido em quatro etapas distintas (METCALF; EDDY, 2016), conforme descrito a seguir.

3.2.2.1 Hidrólise

No processo de hidrólise, a matéria orgânica é convertida em compostos dissolvidos mais simples, ou seja, moléculas menores. Desta forma, o material dissolvido pode atravessar as paredes celulares das bactérias fermentativas. Essa conversão é conseguida através da ação das exoenzimas que são excretadas pelas bactérias fermentativas.

3.2.2.2 Acidogênese

Os compostos dissolvidos são absorvidos nas células de bactérias fermentativas onde são metabolizados. Após a acidogênese, esses compostos são excretados como substâncias orgânicas simples como ácidos graxos voláteis de cadeia curta (AGV), álcoois, ácido láctico e compostos minerais. As bactérias acidogênicas, em sua maioria, são bactérias facultativas que podem metabolizar o substrato orgânico por via oxidativa.

3.2.2.3 Acetogênese

As bactérias acetogênicas são responsáveis pela oxidação dos compostos formados na fase acidogênica em produtos apropriados para a metanogênese.

3.2.2.4 Metanogênese

A metanogênese é o passo final do processo global de degradação anaeróbia da matéria orgânica, as *Archaea metanogênicas* são divididas em dois grupos: (i) metanogênese acetotrófica ou acetoclástica e (ii) metanogênese hidrogenotrófica.

3.3 CICLO DO NITROGÊNIO

O nitrogênio gasoso (N_2) é um dos componentes químicos mais abundantes da atmosfera e um dos principais elementos da biosfera e, assim como os demais nutrientes, é fundamental para o metabolismo e constituição de massa celular (biomassa) devido à sua grande abundância em biomoléculas chave como as proteínas, peptídeos e aminoácidos (ESTEVES, 2011).

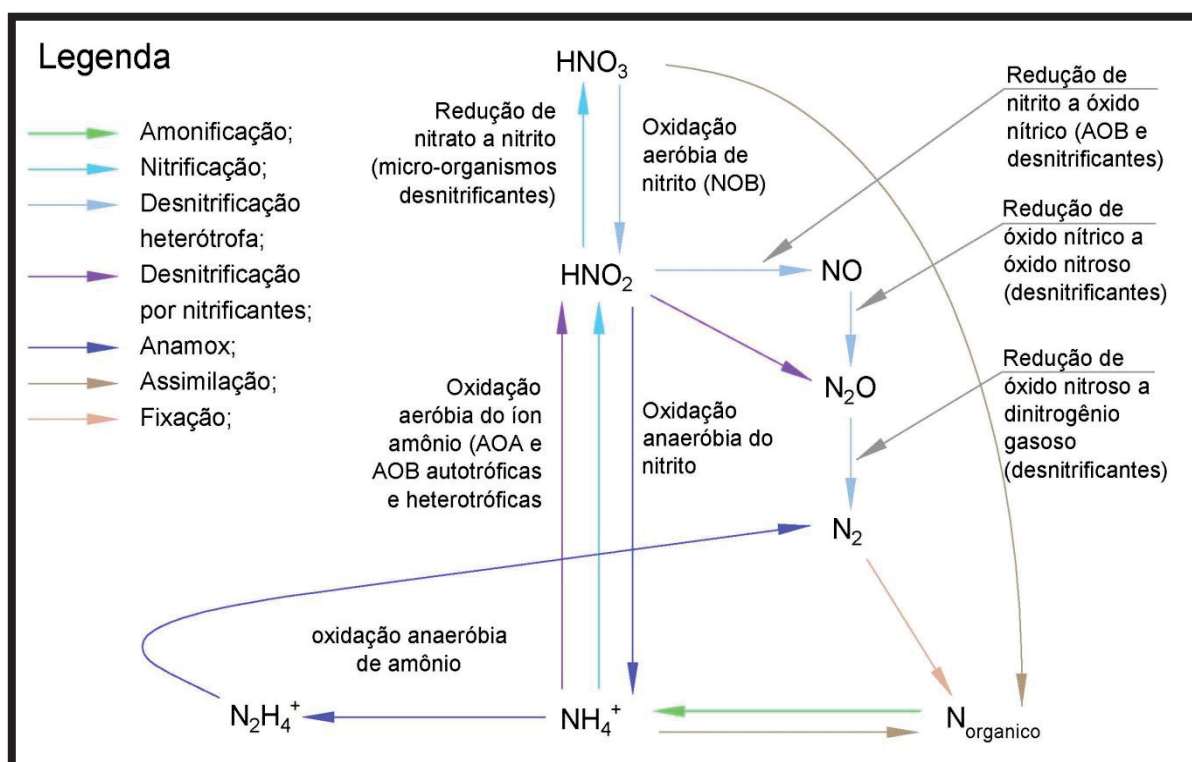
A principal fonte de nitrogênio para os ecossistemas aquáticos continentais é a fixação biológica do mesmo. As formas de nitrogênio encontradas nestes ecossistemas são: nitrogênio orgânico particulado (NOP), sob a forma de organismos (bactérias, fitoplâncton, zooplâncton, peixes, entre outros) ou detritos; nitrogênio orgânico dissolvido (NOD), na forma de lixiviados; e nitrogênio inorgânico dissolvido (NID), na

forma de nitrato, nitrito, amônia/ion amônio, óxido nitroso e nitrogênio molecular (ESTEVES, 2011).

Contudo, corpos hídricos próximos a áreas de adensamento urbano tendem a receber direta e/ou indiretamente grandes aportes de esgotos domésticos, que possuem em sua composição cerca de 70% de matéria orgânica constituída de 40% a 60% de proteínas que, quando metabolizadas nos ecossistemas aquáticos, contribuem para a formação de compostos nitrogenados (JORDÃO; PESSOA, 2011).

A fixação biológica do nitrogênio ocorre através de organismos procariontes como bactérias e cianobactérias que são capazes de metabolizar o nitrogênio transformando-o em biomoléculas. O ciclo biológico do nitrogênio pode ser mais bem compreendido observando-se o esquema da Figura 1.

FIGURA 1 – ESQUEMA DOS PROCESSOS BIOLÓGICOS ENVOLVIDOS NO CICLO DO NITROGÊNIO



FONTE: Modificado de JETTE (1998)

3.3.1 Amonificação

As proteínas, a ureia e outros compostos orgânicos nitrogenados são facilmente associados a esgotos domésticos. As proteínas, geralmente em formato

coloidal, são hidrolisadas pela ação de enzimas bacterianas resultando na liberação de aminoácidos que, conseqüentemente, sofrem a decomposição juntamente com a ureia e nucleotídeos acarretando na liberação de grupos amina, processo denominado de amonificação (CONNELL, 2014).

A amonificação resulta na produção de nitrogênio reduzido nas formas: amônia não ionizada (NH_3) e amônia ionizada ou íon amônio (NH_4^+). A predominância de cada forma é dependente do pH, sendo que, em valores de pH menores que 9 a maior parte do nitrogênio reduzido está na forma de NH_4^+ . Aproximadamente 60% dos resíduos nitrogenados em ETEs estão na forma orgânica e 40% na forma inorgânica. Na maioria das estações de tratamento as concentrações de nitrogênio amoniacal afluente estão entre 25 e 30 mg L^{-1} (MELLER, 2009).

3.3.2 Oxidação anaeróbia da amônia – processo Anammox

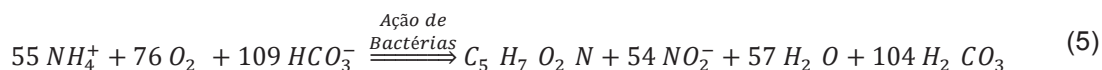
Até a década de 90 a oxidação da amônia era observada exclusivamente em processos aeróbios. Contrariando as expectativas, em 1995 constatou-se a redução do nitrogênio amoniacal em um reator metanogênico de leito fluidizado aplicado no tratamento do efluente de uma indústria de fermento na Holanda (MULDER et al., 1995). Este processo, no qual foi observada a oxidação da amônia de forma anaeróbia, foi denominado de Anammox (*Anaerobic Ammonium Oxidation*), o qual é mediado por bactérias que utilizam CO_2 como fonte de carbono, amônia como doador de elétrons e nitrito comoceptor final, apresentando crescimento bastante lento (em torno de 11 dias) (STAR et al., 2007)

3.3.3 Nitrificação

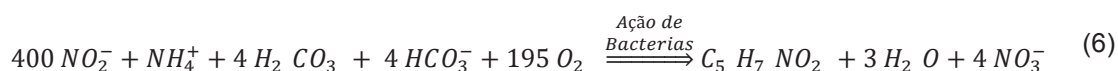
A oxidação do íon amônio em águas residuárias geralmente é feita por processos biológicos que requerem a mediação de bactérias específicas, principalmente autotróficas ou mixotróficas, e realiza-se em dois passos sequenciais: (i) oxidação do íon amônio (NH_4^+) a nitrito (NO_2^-), nitrificação; e (ii). oxidação de nitrito (NO_2^-) em nitrato (NO_3^-), nitratação. Tais organismos de vida livre são encontrados no solo, na água e nos sistemas de tratamento de águas residuárias. Ambos os grupos são aeróbios, obtendo energia para atividade celular a partir da oxidação de compostos químicos (MELLER, 2009). Em geral, o processo de nitrificação biológica ocorre

segundo as equações estequiométricas referentes aos dois estágios do processo de conversão da amônia a nitrato (AHN, 2006):

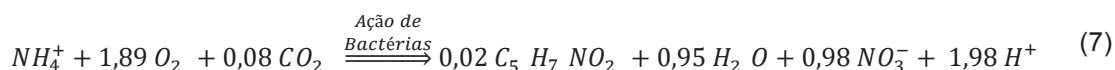
Oxidação de N-amoniacal por bactérias oxidadoras de amônia:



Oxidação de nitrito por bactérias oxidadoras de nitrito:



Equação estequiométrica global para a completa oxidação de amônia a nitrato, incluindo a síntese celular:



Devido à quantidade de energia relativamente pequena obtida a partir da oxidação de NH_4^+ e do NO_2^- as bactérias nitrificantes se reproduzem muito lentamente e, geralmente, representam menos de 10% da população bacteriana em sistemas de lodos ativados (MELLER, 2009). Sob condições ótimas, o tempo de geração de bactérias nitrificantes é de aproximadamente 8 a 10 horas, e sob condições normais, o tempo de geração é de 2 a 3 dias. Desta forma, tempos de detenção de sólidos relativamente altos são necessários para estabelecer uma população de bactérias nitrificantes eficientes e capazes de realizar a nitrificação do efluente (ESTEVES, 2011).

Algumas espécies de microrganismos podem nitrificar e desnitrificar simultaneamente sob condições óxicas ou anóxicas, liberando óxido nitroso (N_2O) ou nitrogênio gasoso (N_2) como produto final.

3.3.3.1 Nitrificação autótrofa

Os principais microrganismos envolvidos na nitrificação autótrofa são bactérias estritamente aeróbias, quimiotróficas obrigatórias, que não necessitam de substrato orgânico para seu crescimento. A energia da síntese é obtida da oxidação do íon amônio ou do nitrito (VICTORIA, 2006). As bactérias *Nitrossomonas sp.* são citadas como as principais responsáveis pela oxidação do íon amônio, embora sejam conhecidos outros gêneros capazes de efetuar esse processo, como a *Nitrossospira sp.* (HIORNS et al.,

1995). A *Nitrobacter agilis* é o organismo mais conhecido que pode mediar na oxidação do nitrito a nitrato.

Deve-se destacar que a nitrificação não resulta na remoção do nitrogênio do meio líquido, uma vez que os produtos da reação são compostos nitrogenados solúveis. A reação global da nitrificação é apresentada na equação 01, sendo a biomassa celular representada pela fórmula $C_5 H_7 NO_2$ (USEPA, 2000)

A equação 01 indica que a conversão do íon amônio consome uma quantidade significativa de oxigênio (O_2) sendo requerida uma quantidade importante de alcalinidade ($H_2 CO_3$). Além das necessidades estequiométricas, a alcalinidade residual pode ser necessária para manter um pH adequado (BIESTERFELD et al., 2003).

As bactérias nitrificantes são sensíveis a alguns fatores ambientais e operacionais como: (i) altas concentrações de nitrogênio amoniacal e ácido nitroso; (ii) baixa concentração de OD; (iii) valores de pH; (iv) temperatura fora das faixas ótimas; e (v) presença de compostos inibidores como sulfetos, entre outros fatores; pois, exercem tanto uma ação direta na atividade enzimática, na velocidade de crescimento e na formação de produtos inibidores; quanto uma ação indireta na estrutura do biofilme; difusão molecular e solubilidade do oxigênio (VICTORIA, 2006).

3.3.3.2 Nitrificação heterótrofa

A nitrificação heterótrofa pode ser realizada por um grande número de microrganismos, como: (i) *Arthrobacter* e (ii) *Thiosphaera pantotropha* (JETTEN, 2008), sendo esta última não só nitrificante heterotrófica, mas também desnitrificante aeróbia (conversão da maior parte do nitrito diretamente em nitrogênio gasoso).

A oxidação de nitrogênio amoniacal por meio de organismos heterótrofos requer uma fonte externa de carbono para obter energia, o que resulta na redução do coeficiente de produção. A vantagem ecológica para esses organismos, quando comparados com organismos nitrificantes autotróficos, é o incremento na sua taxa de crescimento, causado pela utilização simultânea do oxigênio e nitrato como receptores de elétrons (ZHAO et al., 1999), tornando-se de interesse no tratamento de águas residuárias quando há uma alta concentração de matéria orgânica (relação $DQO/N \geq 10$).

3.3.3.3 Nitrificação curta (SHARON)

A nitrificação curta é a possibilidade de interromper o processo de nitrificação obtendo-se como produto final nitrito, impedindo a formação de nitratos, através de condições ambientais desfavoráveis ao crescimento dos organismos responsáveis pela nitratação. Esta alternativa torna o processo de nitrificação mais curto e, conseqüentemente, mais econômico, reduzindo assim o consumo de oxigênio. Uma das formas de inibição da etapa de nitratação é pela manutenção do pH em valores desfavoráveis ao crescimento de bactérias que oxidam nitrito (GEE et al., 1990).

Como o valor do pH afeta significativamente as concentrações desses compostos, considera-se possível a operação do reator em pH adequado para favorecer unicamente a oxidação de nitrogênio amoniacal para o nitrito. Porém, após algumas semanas pode ocorrer a adaptação das nitratantes a essa condição, restabelecendo-se a nitrificação completa, tornando o processo instável (VICTORIA, 2006).

Como alternativa, pode-se promover a retirada contínua dos organismos nitratantes, juntamente com o efluente, impondo baixos tempos de detenção hidráulica no reator. O controle cuidadoso da idade de lodo, ou tempo de retenção celular, parece ser o melhor parâmetro operacional para garantir a estabilidade da nitrificação curta (HELLINGA et al., 1998)

A competição pelo substrato também pode inibir as bactérias nitratantes devido à baixa afinidade pelo oxigênio que estas bactérias possuem. Essa condição pode ser atingida criando-se condições anóxicas dentro dos flocos, ou pela alternância rápida entre as condições aeróbia e anóxica (STAR et al., 2007).

GÓRSKA et al. (1997) indicam que a nitrificação curta é interessante para águas residuárias com altas concentrações de nitrogênio amoniacal e que apresentam baixa relação DQO/N (≤ 10) (SURMACZ-GÓRSKA et al., 1997).

3.3.4 Desnitrificação

A desnitrificação biológica é um processo de redução do nitrato (NO_3^-) para óxido nitroso (N_2O) e para nitrogênio gasoso (N_2), catalisada por microrganismos heterótrofos e autótrofos. Ocorre em condições anóxicas e na presença de doadores de elétrons específicos, como matéria orgânica, compostos reduzidos de enxofre ou hidrogênio molecular, sendo seus elétrons transferidos para os compostos de nitrogênio oxidados em vez de serem transferidos para o oxigênio, sendo uma das principais fontes de emissões de NO (óxido nítrico) e N_2O na atmosfera (JETTEN, 2008).

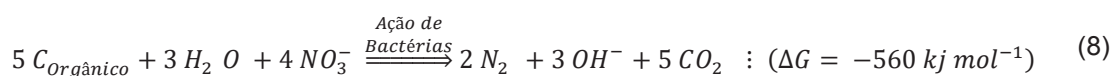
Porém, a maioria dos organismos desnitrificantes são bactérias anaeróbias facultativas heterotróficas que podem utilizar uma grande variedade de compostos orgânicos, na forma de DBO solúvel, como doadores de elétrons para obtenção de energia e fontes de carbono. De forma geral, apresentam rápido crescimento, com tempo de duplicação celular de aproximadamente 15 a 30 minutos.

Em sistemas de lodos ativados essas bactérias estão presentes em bilhões por grama de partícula de floco e representam aproximadamente 80% de todas as bactérias floculadas. Contudo, as atividades das enzimas envolvidas no processo são inibidas na presença de O_2 (MELLER, 2009).

No tratamento de esgotos, no entanto, a desnitrificação é benéfica, uma vez que reduz a carga de NO_3^- dos efluentes, diminuindo ou evitando o crescimento excessivo de cianobactérias e, consequente, a eutrofização de corpos receptores.

3.3.4.1 Desnitrificação heterótrofa

Existem três tipos de redução biológica do nitrato: (i) desnitrificação (Equação 8); (ii) assimilação do nitrato, e (iii) redução dissimilativa do nitrato para o íon amônia (Equação 9) (BARBER; STUCKEY, 2000).



A desnitrificação pode ocorrer devido à atividade de diversas espécies de bactérias desnitrificantes ou desnitrificantes parciais, comumente encontradas nos sistemas de tratamento de esgotos, como: *Pseudomonas*, *Alcaligenes*, *Flavobacterium*, *Achromobacter*, *Bacillus*, *Micrococcus*, *Acinetobacter* (EISENTRAEGER et al., 2001).

Nem todos os microrganismos classificados como desnitrificantes podem executar toda a rota metabólica, desde nitrito até o N_2 , alguns microrganismos são capazes de executar apenas uma parte do processo, sendo estes organismos identificados como desnitrificantes parciais. Além disso, alguns organismos são capazes apenas de reduzir nitrato para nitrito, sendo referidos como redutores de nitrato (BOTHE et al., 2000).

Na desnitrificação heterótrofa, a presença de um doador de elétrons é essencial para a redução de nitrato. O doador de elétrons pode ser obtido por meio da adição de uma fonte externa de carbono, de material orgânico presente nas águas residuárias, ou

de uma combinação deles. A respiração endógena das bactérias desnitrificantes pode ser também utilizada como fonte de carbono, mas a velocidade de reação é muito baixa (OTTE et al., 1996).

Muitas fontes externas de carbono são usualmente utilizadas para promover o processo de desnitrificação. Metanol, glicose, etanol e acetato têm sido muito utilizados como fonte de carbono, pois suas eficiências na desnitrificação foram comprovadas por diversos autores (MULDER et al., 1995).

Entretanto, a utilização de fontes externas de carbono pode inviabilizar aplicações em grande escala, devido ao alto custo, sendo necessária a utilização de fontes mais simples e facilmente biodegradáveis que podem tornar o processo mais econômico, além de mais eficiente (COSTA et al., 2000).

O uso de fontes externas de carbono provenientes de etapas anteriores ao pós-tratamento das águas residuárias pode ser uma alternativa interessante para minimizar custos. Desta forma, o gás metano produzido na digestão anaeróbia torna-se uma fonte interessante a ser utilizada na desnitrificação (HOUBRON et al., 1999; RAJAPAKSE; SCUTT, 1999). O uso de uma relação carbono/nitrogênio abaixo do ideal leva ao acúmulo de nitrito, devido à falta de doador de elétrons (MULDER et al., 1995).

A desnitrificação ocorre em condições limites de oxigênio, pois, se a concentração de OD no meio for maior que 1,0 mg/L, a atividade enzimática e a síntese de enzimas desnitrificantes são impedidas. Também é possível ressaltar que quando ocorre uma mudança da condição anóxica para a aeróbia propicia-se a formação de produtos intermediários (OTTE et al., 1996).

3.3.4.2 Desnitrificação Autótrofa

Para a desnitrificação autótrofa a fonte de energia é derivada de reações de oxido-redução com elementos tais como hidrogênio ou compostos reduzidos de enxofre. Da mesma forma, a desnitrificação autótrofa poderia ser também o resultado das reações químicas de alguns dos produtos intermediários da desnitrificação heterótrofa, mas ocorre unicamente sob condições especiais. Portanto, considera-se esta atividade pouco significativa nos processos de tratamento de águas residuárias (JETTEN, 1998).

Garrido et al. (1997) reportam que, em sistemas com biofilme nitrificante, o óxido nitroso (N_2O) pode ser formado sob condições de instabilidade operacional e, também, quando os organismos são afetados negativamente. A ocorrência desses fenômenos dificulta a determinação da fonte do óxido nitroso, pois os microrganismos nitrificantes e desnitrificantes estão presentes simultaneamente, sendo que os produtos do decaimento da biomassa são utilizados como substrato para a desnitrificação.

3.3.4.3 Desnitrificação Aeróbia

No processo de Lodos Ativados é possível ocorrer a desnitrificação aeróbia, em condições limitantes de oxigênio, as células podem obter taxas de crescimento muito maiores quando respiram, simultaneamente, oxigênio e nitrato. Igualmente, os flocos do lodo presente serão principalmente anaeróbios, o que permitirá que a desnitrificação convencional possa ocorrer, fazendo com que seja quase impossível a diferenciação entre os dois processos (JETTEN, 1998).

3.4 TRATAMENTO DE ESGOTOS

O tratamento de esgotos foi inicialmente concebido objetivando melhorar a qualidade da saúde pública e das condições adversas causadas pelo seu lançamento em águas naturais. Assim, conforme as cidades se expandiam, tornou-se necessário desenvolver novos métodos de tratamento visando acelerar os processos naturais sob condições controladas (METCALF; EDDY, 2016).

O tratamento de efluentes tem por finalidade garantir qualidade suficiente para que os mesmos possam ser reintroduzidos a corpos d'água, removendo substâncias prejudiciais à saúde humana e ao meio ambiente. Contudo, a seleção do processo de tratamento deve ser tomada levando em consideração a eficiência de remoção substrato, custo operacional e custo de implantação (BORBA, 2017)

A revisão da literatura foi direcionada para os processos de digestão da matéria orgânica carbonácea e na transformação do nitrogênio amoniacal em reatores anaeróbios tipo RALF e reatores de filme aderido e, mais especificamente, ao uso de filtros biológicos percoladores (FBP).

3.4.1 Tipologia dos tratamentos de esgoto

Segundo Jordão e Pessoa (2011) os processos de tratamento de esgotos sanitários são classificados usualmente em função do grau de remoção de um substrato específico. Esta classificação subdivide todo o tratamento dos efluentes sanitários em:

- Tratamento preliminar;
- Tratamento primário;
- Tratamento secundário; e

➤ Tratamento terciário.

O tratamento preliminar consiste na etapa a qual se submete o esgoto com o objetivo de remover sólidos grosseiros, gorduras e areia, assim, os mecanismos básicos utilizados são de ordem física. A remoção de sólidos grosseiros é fundamental para o bom funcionamento de todo o processo de tratamento de esgotos (VON SPERLING, 2005).

Após a passagem pelas unidades do tratamento preliminar, com a remoção dos sólidos grosseiros e areia, o esgoto contém ainda sólidos em suspensão não grosseiros. Esses sólidos são constituídos, em parte, pela porção da matéria orgânica que se encontra suspensa no meio líquido. No tratamento primário, o esgoto percorre unidades de sedimentação, conhecidas como decantadores primários, onde flui lentamente permitindo que os sólidos em suspensão, de maior densidade que a água, precipitem e se acumulem no fundo dos tanques. A eficiência de remoção de sólidos em suspensão situa-se em torno de 40 a 60% (JORDÃO; PESSÔA, 2011).

O tratamento secundário tem como objetivo remoção da matéria orgânica que se encontra dissolvida (DBO solúvel ou filtrada) que não pode ser removida apenas por processos físicos. Para sua remoção, deve se lançar mão de tecnologias de tratamento que utilizem princípios biológicos para degradação da matéria orgânica, sendo esse o principal diferencial do tratamento secundário. O tratamento terciário tem como objetivo a remoção de organismos patogênicos e de macro nutrientes (METCALF; EDDY, 2016).

3.4.2 Reator anaeróbio tipo RALF

O reator anaeróbio de fluxo ascendente e manto de lodo, denominado de reator UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor*), foi desenvolvido na década de 70 pelo professor Lettinga na Universidade de Wageningen na Holanda.

Segundo Aisse (2000) o uso de reatores de manto de lodo para o tratamento de esgoto doméstico tem apresentado resultados bem-sucedidos no estado do Paraná, na região sul do Brasil.

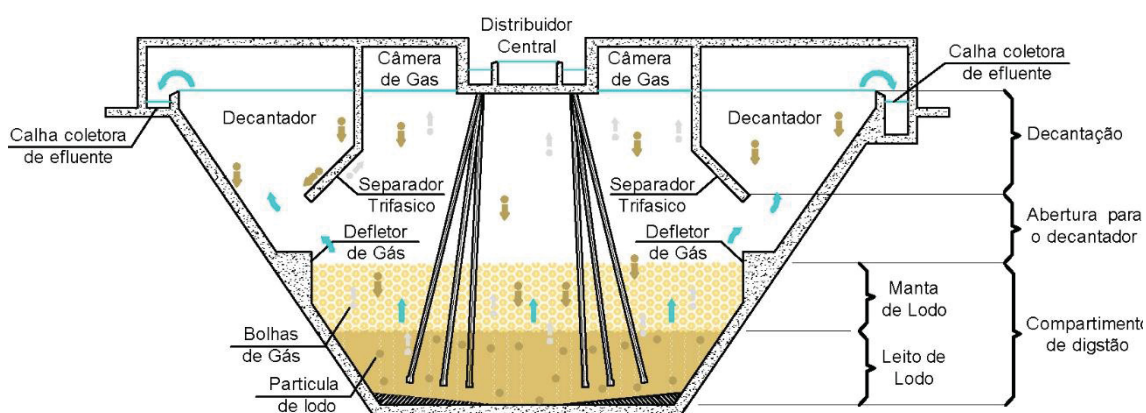
Durante o monitoramento de reatores anaeróbios, realizado por Haandel e Lettinga (1994), não foram observados efeitos sobre a concentração de nutrientes, mas sim um aumento na concentração de nitrogênio amoniacal devido à mineralização de compostos orgânicos (proteicos).

Durante a digestão anaeróbia a ação de microrganismos transforma compostos orgânicos complexos em ambiente anóxicos e hipóxicos em produtos mais simples como água e metano em forma de gás. Porém, para o funcionamento do sistema anaeróbio algumas condições favoráveis devem ser criadas, o sistema de tratamento deve manter uma grande massa de bactérias ativas atuando no processo, além de ser necessário um contato intenso entre essa massa bacteriana e o material orgânico presente no afluente (METCALF; EDDY, 2016).

De forma geral os projetos de reatores de manto de lodo são relativamente simples e não necessitam da instalação de equipamentos sofisticados ou meio suporte. Contudo, devem ser observados critérios de vazão afluente, pois o funcionamento do reator depende da velocidade do fluxo através do leito de lodo. Velocidades elevadas podem provocar o arraste do lodo com o efluente. Velocidades baixas prejudicam a atividade biológica e ocasionam o adensamento do leito de lodo no fundo do reator (BUSATO, 2004).

O movimento ascendente do efluente promove o arraste do lodo, para evitar que o lodo seja carregado, é necessária a instalação de um separador trifásico, de gases, sólidos e líquidos, na parte superior do reator, garantindo a retenção do lodo. Devido à forma do separador de fases, a área disponível para o escoamento ascensional que aumenta à medida que se aproxima da superfície d'água. Assim, a velocidade do líquido tende a diminuir e a velocidade de arraste das partículas é menor que a velocidade de sedimentação. Desta forma, a partícula acaba sendo encaminhada novamente para o compartimento de digestão, na parte inferior do reator, conforme é ilustrado na Figura 2.

FIGURA 2 – REPRESENTAÇÃO ESQUEMÁTICA DO REATOR RALF



FONTE: modificado de CHERNICHARO (1999) – SANEPAR

3.4.2.1 Critérios de Projeto (NBR 12.209/2011)

Os principais parâmetros de dimensionamento dos reatores anaeróbios tipo UASB foram definidos pela NBR 12.209 da ABNT no ano de 2011. O tempo de detenção hidráulica é definido com base no mês mais frio do ano, devendo ser igual ou superior a:

- a) 06 h para temperatura superior a 25 °C
- b) 07 h para temperatura de 22 °C a 25 °C
- c) 08 h para temperatura de 18 °C a 21 °C
- d) 10 h para temperatura de 15 °C a 17 °C

Segundo Jordão e Pessoa (2011) a carga orgânica volumétrica (COV) pode ser utilizada como parâmetro de dimensionamento do volume do reator relacionando-se indiretamente com o tempo de detenção, sendo que tipicamente a faixa de COV se encontra entre 2,5 kg/m³dia e 3,5 kg/m³dia.

A profundidade útil total dos reatores deve estar entre 4 e 6 m, sendo a profundidade mínima do compartimento de digestão deve ser de 2,5 m. A velocidade ascensional do reator deve ser igual ou inferior a 0,7 m/h para a vazão média e inferior a 1,2 m/h para a vazão máxima (NBR 12.209/2011).

A profundidade útil do compartimento de decantação deve estar entre 0,30 m e 1,50 m e com parede vertical, sendo que as superfícies inclinadas do compartimento de decantação devem ter inclinação igual ou superior a 50°. A taxa de escoamento superficial deste compartimento deve ser igual ou inferior a 1,2 m³/m².h para a vazão máxima e o tempo de detenção para a vazão média deve ser igual ou superior a 1,5 h e para a vazão máxima superior a 1,0 h (NBR 12.209/2011).

3.4.2.2 Eficiência esperada

A eficiência de operação dos reatores anaeróbios geralmente é determinada em função da remoção de SST, DBO e DQO, sendo que estas unidades apresentam eficiência de remoção de DQO e DBO com valores entre 50% e 85%. Na Tabela 2 é possível verificar a eficiência de várias ETEs que fazem uso de reatores do tipo UASB segundo diversos autores.

TABELA 2 – EFICIÊNCIA DO REATOR ANAERÓBIO NA REMOÇÃO DA MATÉRIA ORGÂNICA CARBONÁCEA

Referência	Eficiência de remoção DQO (%)	Eficiência de remoção DBO (%)
Van Lier et al. (2010)	46	41
Chernicharo et al. (2009)	60	65
Ramos (2008)	68	85
Baréa e Além Sobrinho (2006)	64	74
Carraro (2006)	72	72
Tachini et al. (2006)	77	78
Sato et al. (2006)	47	50
Nada et al. (2006)	71	70
Khalil et al. (2006)	61	61
Halalseh et al. (2005)	58	-
Versiane (2005)	73	74
Busato (2004)	60	69
Aisse (2002)	67	86
Florencio et al. (2001)	67	-

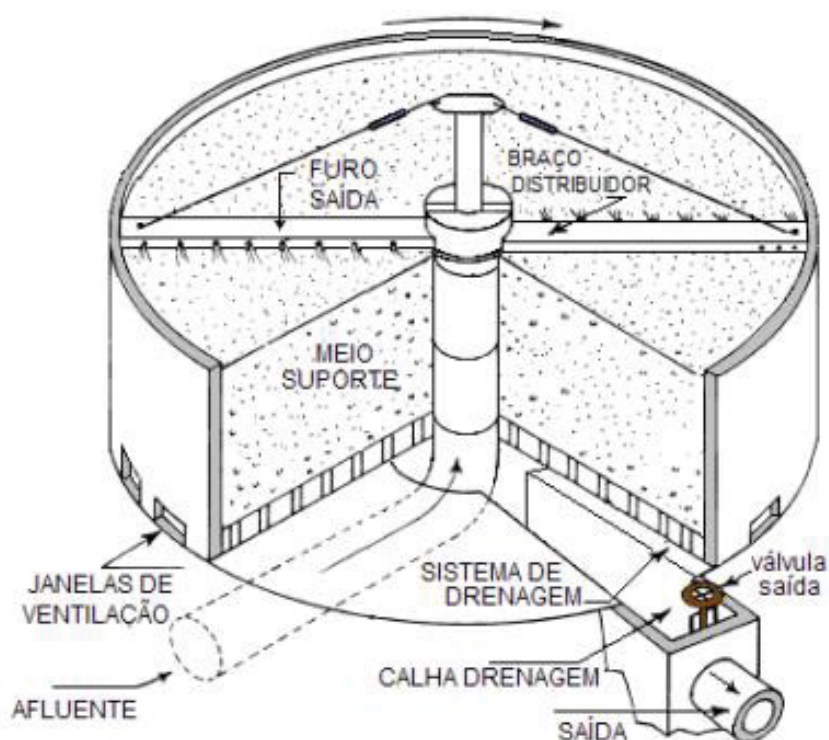
FONTE: Adaptado de CHERNICHARO et al. (2015)

3.4.3 Filtro Biológico Percolador

Os microrganismos que constituem a biomassa nos principais sistemas de tratamentos biológicos se agregam em estruturas conhecidas como flocos ou biofilmes. Nos sistemas que empregam o crescimento suspenso, os microrganismos responsáveis pela estabilização da matéria orgânica são mantidos em suspensão no meio líquido. No crescimento aderido, os microrganismos desenvolvem-se sobre um meio suporte fixo ou em suspensão (METCALF; EDDY, 2016).

O filtro biológico percolador (FBP) ou filtro biológico aeróbio foi o primeiro reator de filme fixo utilizado em larga escala para o tratamento de águas residuais. Um FBP consiste, basicamente, de um tanque preenchido com material inerte de alta permeabilidade (p.e: pedras, ripas ou material plástico) que compõe o material suporte sobre o qual o esgoto é aplicado uniformemente sob a forma de gotas ou jatos através de um distribuidor rotativo ou sistema de bocais. Após a aplicação, o esgoto percola em direção aos drenos de fundo. Esta percolação permite o crescimento bacteriano na superfície do material suporte, na forma de uma película fixa denominada “biofilme”. O esgoto passa sobre o biofilme promovendo o contato entre os microrganismos e o material orgânico (VIEIRA et al., 2014). Um esquema do filtro é apresentado na Figura 3.

FIGURA 3 – REPRESENTAÇÃO ESQUEMÁTICA DE UM FILTRO BIOLÓGICO PERCOLADOR



FONTE: modificado de UEPA (2000)

Na parte mais externa do biofilme a matéria orgânica sofre oxidação e degradação por microrganismos aeróbios e facultativos, enquanto nutrientes e oxigênio são transferidos, gerando CO_2 e outros subprodutos. À medida que estes microrganismos crescem, a espessura do biofilme aumenta e o oxigênio que entra na camada biológica por difusão molecular é consumido antes de atingir as faces interiores, que se comportam de forma anaeróbia. No transporte por difusão molecular, tanto o substrato, quanto o oxigênio, podem ser espécies limitantes, dependendo do que for utilizado primeiro na profundidade do biofilme (VICTORIA, 2006).


O líquido que escoar pelo material suporte lava a camada de limo que o recobre e arrasta consigo o excesso de sólidos, de modo a haver sempre substituição de novas camadas biológicas (VICTORIA, 2006). O crescimento do biofilme tende a diminuir os espaços vazios do material fazendo com que a velocidade de escoamento aumente, causando uma tensão de cisalhamento que desaloja parte do biofilme, sendo esta uma forma natural de controle da população microbiana no meio (USEPA, 2000).

3.4.3.1 Material suporte

O enchimento é de fundamental importância no desempenho do processo de digestão, pois serve como suporte para o crescimento da biomassa. Em geral são utilizados diferentes tipos de material suporte, sendo estes normalmente grosseiros, tais como pedra ou material plástico dispersos no meio líquido. Com esse tipo de material suporte, o tempo de contato no FBP é relativamente alto, de 5 a 10 min, porque a dispersão provoca umedecimento completo da superfície disponível e a configuração do suporte tende a retardar a passagem do líquido através do filtro (OLESZKIEWICZ, 1980).

O material de meio suporte ideal deve possuir elevada área de superfície específica e grande durabilidade, com um alto índice de vazios, ou porosidade, para evitar colmatagem e assegurar a circulação e fornecimento de oxigênio (GOMES; HENRICH, 2014). Existem muitos tipos de materiais que podem ser utilizados como meios de suporte em filtros percoladores, os mais comuns foram listados na Tabela 3.

TABELA 3 – CARACTERÍSTICAS DE MEIOS DE SUPORTE DISPONÍVEIS PARA FBP

Tipo de enchimento	Área superficial específica (m ² /m ³)	Índice de vazios (%)	Imagem
Pedra Britada	40 a 80	50-60	
Estruturado em Polipropileno	100 a 240	>97	

FONTE: modificado de GOMES; HENRICH (2014)

Os enchimentos plásticos têm sido utilizados como material suporte com bons resultados. A grande vantagem desse suporte é possuir alto índice de vazios e, portanto, superfície específica maior que a das pedras. Suportes com esse material incluem anéis de distribuição aleatória, módulos de plástico corrugado de fluxo vertical e de fluxo cruzado, sendo este último o mais eficiente na remoção de DBO e no processo

combinado de oxidação de carbono-nitrificação. Contudo, os elevados custos desses suportes limitaram o seu uso (PARKER; RICHARDS, 1986).

Porém, segundo Gomes e Henrich (2014), uma nova geração de Filtros Percoladores combinam novas tecnologias com arranjos inteligentes de estações de tratamento gerando uma altíssima flexibilidade operacional. Desta forma, os filtros percoladores passaram a produzir uma variedade de efluentes tratados compatível com plantas de tratamento sofisticadas a baixos custos operacionais e de manutenção.

Contando com os enchimentos plásticos recém-desenvolvidos e o aumento da importância da sustentabilidade, o filtro percolador voltou a ganhar destaque, sendo possível compatibilizar o FBP com outras operações unitárias, tais como pré-tratamentos anaeróbios. Esta nova geração de filtros percoladores é capaz de tratar águas residuais até padrões muito elevados, enquanto oferecem uma baixa necessidade de consumo energético e um alto nível de simplicidade e robustez (GOMES; HENRICH, 2014).

3.4.3.2 Ventilação

A ventilação é importante para manter as condições aeróbias necessárias para o processo e para eliminar os gases dos despejos. Se propiciadas passagens adequadas para o ar, as diferenças entre a temperatura e a umidade do líquido e do ar são consideradas suficientes para produzir a aeração necessária. Porém, podem ocorrer situações em que essas diferenças são mínimas, resultando em fluxos de ar inadequados resultando na presença de odores (USEPA, 2000)

Normalmente a ventilação se dá por convecção, causada pela diferença de temperatura entre duas colunas de ar. Quando a temperatura do despejo é maior que a temperatura do ar, o fluxo é ascendente. Esta situação é a menos desejável, do ponto de vista da transferência de massa, porque a pressão parcial do oxigênio e sua taxa de transferência são menores na região superior do recheio, que é a que apresenta maior demanda de oxigênio. A tendência natural é o ar ser resfriado pela evaporação no filtro e pela influência do vento. Assim, uma boa ventilação pelo fundo do filtro é desejável (METCALF; EDDY, 2016).

3.4.3.3 Classificação de Filtros Biológicos Percoladores

Geralmente, filtros biológicos são classificados segundo dois parâmetros operacionais, independentemente de formato ou de material utilizado como suporte:

- Carga Hidráulica: relação entre a vazão aplicada e a área superficial útil do reator; e

- Carga Orgânica Volumétrica: relação entre a massa de matéria orgânica aplicada ao reator e o volume do meio suporte.

Jordão e Pessoa (2011) apresentaram as características descritas na Tabela 4 classificando os reatores de filtração biológica segundo taxas operacionais de aplicação hidráulica e de carga orgânica.

TABELA 4 – CARACTERÍSTICAS OPERACIONAIS DE FBP

Parâmetro	Baixa Capacidade	Capacidade Intermediária	Alta Capacidade	Alta Capacidade
Meio Suporte	Pedra	Pedra	Pedra	Pedra
Carga Hidráulica (m ³ /m ² dia ¹)	< 5,0	4,0 - 10	10 - 50	10 - 75
Carga Orgânica ⁽¹⁾ (kg /m ³ dia ¹)	< 0,3	0,2 – 0,5	< 1,2	< 3,0
Remoção de Lodo	Intermitente	Intermitente	Intermitente	Intermitente
Profundidade (m)	1,5 – 3,0	1,5 – 2,5	1,5 – 2,5	4,0 – 12,0
Presença de moscas	muito	Média	Pouco	Pouco
Razão de recirculação	0,0	0,0 – 1,0	1,0 – 2,0	1,0 – 3,0
Eficiência na remoção de matéria orgânica ⁽¹⁾	80 - 90	80 - 85	80 - 90	80 - 90
Nitrificação	Sim	Possível	Não	Não

Nota ⁽¹⁾: Matéria orgânica medida como DBO.

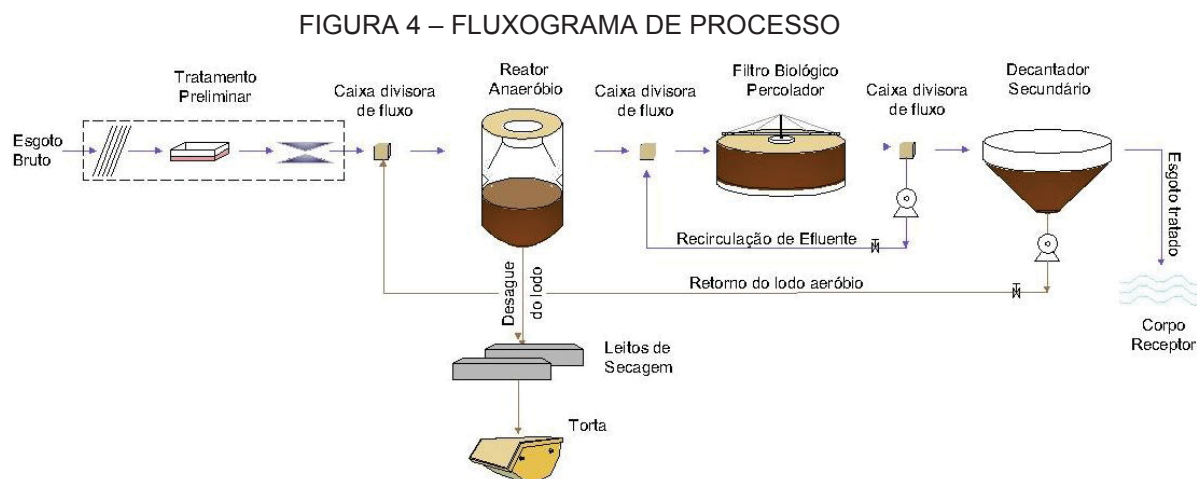
FONTE: JORDÃO; PESSOA (2011).

3.4.4 Sistema de Filtração Biológica Pós Reator Anaeróbio

Em termos de tecnologias simplificadas de tratamento de esgoto doméstico, o uso de reatores anaeróbios tem se tornado uma alternativa bastante atraente tendo em vista as seguintes vantagens associadas: baixo consumo energético, baixa demanda de área, baixos custos de implantação e operação, baixa produção de lodo. Contudo, podem apresentar dificuldades de atendimento a padrões de lançamento de nutrientes, uma vez que a remoção de nitrogênio e fósforo não ocorre em processos anaeróbios. Mesmo considerando as flexibilizações que constam nas legislações ambientais em vigência, torna-se necessária a implantação de uma etapa de pós-tratamento dos

efluentes para adequá-los a tais requisitos e propiciar a proteção dos corpos d'água receptores do lançamento de esgotos (CHERNICHARO, 2007).

Os FBP's são biorreatores de crescimento aderido que utilizam materiais inertes como suporte para o crescimento do biofilme. Os FBP's são sistemas de tratamento secundário de esgotos domésticos que possuem grande variedade de aplicações práticas demandando de um arranjo simples (Figura 4) com baixo custo operacional.



FONTE: Modificado de CHERNICHARO (2007)

O efluente do reator anaeróbio é distribuído na parte superior do filtro, e enquanto percola em fluxo descendente pelos materiais suporte, os microrganismos presentes no biofilme degradam a matéria orgânica e promovem a nitrificação ou desnitrificação, dependendo das condições operacionais impostas (METCALF; EDDY, 2016).

Comparados aos demais reatores de biofilmes, os FBP's possuem baixa capacidade volumétrica, porém, apresentam baixos custos relativos de implantação e operação, baixa produção de lodo excedente e capacidade de suportar picos de cargas e toxicidade. Suas desvantagens estão associadas ao custo para elevar o efluente ao topo do reator, a predação do biofilme por microrganismos e eventual ocorrência de moscas e maus odores (WIK, 2003).

Pesquisas desenvolvidas em filtros biológicos em escala piloto indicaram que o efluente final do sistema apresenta concentrações de DBO < 30 mg/L, para taxas de aplicação superficial de até 30 m³/m²/dia e cargas orgânicas volumétricas de até 1,0 kg DBO/m³/dia, não sendo observada remoção de nitrogênio (AISSE et al., 2002).

Estações de tratamento com reatores anaeróbios seguidas de FBP's têm sido utilizadas visando a remoção de matéria orgânica carbonácea (AISSE et al., 2002).

Dentre as ETEs construídas têm-se: San Antônio na Guatemala, construída em 1995, tendo sido uma das primeiras a usar a combinação de reatores anaeróbios seguido de FBP; Restrepo, construída em 1999 na Colômbia; Corinto, construída em 2000 em Salvador, todas com eficiências de remoção de matéria orgânica na faixa de 78 a 90% (VICTORIA, 2006). Dentre estas, destaca-se o sistema de esgotos sanitários de Londrina e Cambé, onde três ETEs foram implantadas utilizando reatores anaeróbios e FBPs, sendo que a ETE Caçadores está operando desde 1998, e as outras duas entraram em operação em 2000. Os sistemas apresentam concentração no efluente de DBO abaixo de 30 mg/L (AISSE et al., 2000).

O aprofundamento no conhecimento dos processos envolvidos, aliado às descobertas no campo da microbiologia e de novos processos biológicos, permitiu o desenvolvimento de tecnologias mais eficientes e mais econômicas (CHERNICHARO, 2007).

3.5 EQUACIONAMENTO DO DESEMPENHO DE REATORES

Os reatores biológicos, utilizados em processos químicos e biológicos, são categorizados pelo tipo de fluxo em que o reator é alimentado, e do padrão de mistura que, por sua vez, depende de fatores como sua geometria, do tamanho e escala da unidade, assim como da quantidade de energia introduzida por unidade de volume (METCALF; EDDY, 2016).

O equacionamento matemático apresentado no presente estudo dependerá do tipo de regime hidráulico do reator, sendo: (i) fluxo pistão; (ii) mistura completa; ou (iii) fluxo disperso; e também da ordem da reação da substância que se quer estimar.

3.5.1 Ordens e Taxas de Reações

Segundo Metcalf e Eddy (2016) o perfeito desempenho dos sistemas biológicos de tratamento de esgoto depende das características do substrato utilizado e do crescimento dos microrganismos envolvidos. Desta forma, as reações biológicas que regem o crescimento microbiano devem ser conhecidas para que seja possível estimar o desempenho do sistema. O crescimento celular bacteriano, ou de biomassa, em um sistema de cultura em batelada ou contínuo é uma função da concentração dos mesmos em um determinado tempo. Esse crescimento é descrito através de equações cinéticas.

Conforme Mahan e Myers (1995) a ordem da reação (r) determina qual a relação entre a taxa da reação e a concentração da substância. De maneira genérica pode-se afirmar que:

$$r = k \cdot S^n \quad (10)$$

Em que:

- r: taxa de ordem 'n'; [(kg/m³)ⁿ/dia]
- k: constante de remoção; [1/dia]
- S: concentração de determinada substância; e [kg/m³]
- n: ordem da reação. [adimensional]

No equacionamento dos processos de tratamento de esgoto doméstico são frequentemente encontradas reações de ordem zero e de primeira ordem. Reações de segunda ordem podem ser encontradas em alguns casos de despejos industriais (VON SPERLING, 1996). No decorrer deste estudo serão analisadas as seguintes reações:

- **Reações de ordem zero:** são aquelas nas quais a taxa de reação independe da concentração dos reagentes, nesta condição a taxa de mudança de reação é constante:

$$\frac{dS}{dt} = k \quad (11)$$

ou

$$r = k \quad (12)$$

- **Reações de primeira ordem:** são aquelas nas quais a taxa de reação é proporcional à concentração de reagentes:

$$\frac{dS}{dt} = k.S \quad (13)$$

ou

$$r = k.S \quad (14)$$

→ **Reações de Segunda Ordem:** taxa de reação depende do quadrado da concentração.

$$\frac{dS}{dt} = k.S^2 \quad (15)$$

ou

$$r = k.S^2 \quad (15)$$

Porém, normalmente a constante de remoção (k) é definida para a temperatura de 20°C, sendo frequentemente citadas a de ordem zero e de primeira ordem para reatores de mistura completa. Caso a constante seja utilizada em uma condição com temperatura diferente de 20°C, procede-se a sua correção utilizando a conhecida equação de Van't Hoff-Arrhenius, como apresentado na equação 13 (VON SPERLING, 2002).

$$k_{(T)} = k_{20} \cdot \theta^{(T-20)} \quad (16)$$

Em que:

$k_{(T)}$: é a constante de decaimento para temperatura 'T'; [1/dia]

k_{20} : é a constante de decaimento para temperatura de 20°C; [1/dia]

θ : é uma constante de interpolação; e [adimensional]

T: é a temperatura para a nova constante 'K'. [°C]

3.5.2 Regime hidráulico de reatores

Os reatores utilizados para o tratamento de esgotos, frequentemente, são projetados e operados para a condição de escoamento ideal, em termos de padrão de mistura do líquido, por meio dos modelos clássicos de fluxo em pistão e de mistura completa devido à menor complexidade de aplicação desses modelos. No entanto, tais modelos não representam de forma exata as condições reais de escoamento, devido a fatores como a formação de zonas mortas, caminhos preferenciais e dispersão axial ou longitudinal do líquido (VON SPERLING, 2002).

O estudo do regime hidráulico de reatores tem implicações diretas no seu dimensionamento e, portanto, eficiência e estabilidade. As equações que relacionam constantes de degradação, tempo de detenção hidráulica e concentrações afluente e efluente dependem do tipo de hidráulica que ocorre no reator.

3.5.2.1 Reatores de mistura completa

Nesse modelo propõe-se que as partículas, assim que entram no reator, sofrem uma dispersão instantânea, e sua saída se dá proporcionalmente à sua concentração estatística. Assim, neste modelo idealizado a concentração em qualquer ponto do reator é igual à concentração efluente, ou seja, o afluente assim que entra no sistema assume a concentração do efluente. Por isso, considera-se que os reatores de mistura completa possuem maior estabilidade operacional, visto que absorvem melhor o lançamento de altas cargas de matéria orgânica, temperatura, etc. Para o equacionamento do sistema aplica-se um balanço de massa sobre o reator inteiro (TOSCANI, 2010).

$$\underbrace{\frac{dS}{dt} \cdot V}_{\text{Variação de uma Substância } S} = \underbrace{Q \cdot S_o}_{\text{Entrada da Substância}} - \underbrace{Q \cdot S}_{\text{Saída da Substância}} + \underbrace{r \cdot V}_{\text{Fontes/sumidouros da Substância}} \quad (17)$$

No caso de ocorrência de reações de ordem zero, há um decaimento linear da concentração. Assim, a equação fica como segue:

$$S = S_o - k \cdot t \quad (18)$$

A solução geral, em qualquer instante de tempo, e para reação de primeira ordem é a seguinte:

$$S = S_o . e^{-(k+Q/V).t} + \frac{Q . S_o}{k . V + Q} \left[1 - e^{-(k+Q/V).t} \right] \quad (19)$$

Para obtenção da concentração após o período transiente (solução em regime permanente), faz-se o tempo tender ao infinito, e assim tem-se que:

$$S = S_o [1 + k . t]^{-1} \quad (20)$$

Já para reações de segunda ordem, a concentração efluente não pode ser isolada na equação, como pode ser visto abaixo – problema este facilmente solucionado utilizando métodos iterativos.

$$k . S^2 . t + S = S_o \quad (21)$$

Outra idealização advinda deste modelo são associações de reatores de mistura completa em série. Isto ocorre porque algumas vezes sistemas reais se ajustam melhor a um modelo matemático de “n” reatores de mistura completa em série do que somente a um ou fluxo pistão.

$$S = S_o \left[1 + \left(k . \frac{V}{n . Q} \right) \right]^{-n} \quad (22)$$

Cabe observar que quando $n = 1$, o modelo é de apenas um reator de mistura completa. Já quando $n \rightarrow \infty$, ou seja, uma associação infinita de reatores de mistura completa é reproduzido o modelo de fluxo pistão, que será apresentado a seguir.

3.5.2.2 Reatores tipo pistão

O escoamento em fluxo pistão ocorre predominantemente de forma adjetiva, as partículas entram continuamente em uma das extremidades do reator e são descarregadas na mesma sequência na outra, ocorrendo uma mínima dispersão longitudinal. Assim, o lançamento de cargas choque num reator com fluxo pistão tende a desestabilizar o sistema, visto que teria influência ao longo de todo o comprimento do reator (TOSCANI, 2010).

As equações para determinação de concentração efluente a partir de dados do reator advêm de um balanço de massa sobre uma seção transversal infinitesimal dx do reator. Das equações do transporte de massa, chega-se à seguinte equação:

$$\underbrace{\frac{dS}{dt}}_{\text{Variação da Substância S}} = - \underbrace{\frac{Q}{A} \cdot \frac{dS}{dx}}_{\text{Variação da Substância S}} + \underbrace{r}_{\text{Fontes/sumidouros da Substância S}} \quad (23)$$

Para uma reação de ordem zero a equação da concentração efluente do reator de fluxo pistão é idêntica ao de mistura completa. Já a solução resultante para um regime permanente, com ocorrência de uma reação de primeira ordem será:

$$S = S_0 \cdot e^{-kt} \quad (24)$$

Com esta equação pode-se modelar o perfil de concentrações da substância estudada ao longo do tempo ou ao longo do reator. Já para uma reação de segunda ordem, a equação pertinente é:

$$S = S_0 [1 + k \cdot S_0 \cdot t]^{-1} \quad (25)$$

Tendo estas equações pode-se concluir que para uma mesma concentração afluente e um mesmo intervalo de tempo, um reator de fluxo pistão é mais eficiente que um de mistura completa, ou seja, apresenta uma menor concentração de saída. Assim, um reator de mistura completa necessita de maior volume para atingir a mesma eficiência que um de fluxo pistão (METCALF; EDDY, 2016).

3.6 PROCESSO DE NITRIFICAÇÃO EM FBP

3.6.1 Cinética de nitrificação em FBP

Para estimar o desempenho e o dimensionamento de filtros biológicos nitrificantes (FBN) devem ser consideradas as mudanças que ocorrem na ordem de reação devido à variação da concentração de nitrogênio amoniacal e oxigênio. Parker et al. (1989) sugerem considerar o desenvolvimento de biofilmes, uma vez que a taxa de nitrificação diminui com a profundidade, sendo possível assumir taxas de nitrificação constantes na região de cada ordem cinética (PARKER et al., 1989). A Tabela 5 apresenta a cinética do FBP determinada por vários autores em diferentes estudos.

TABELA 5 – PRINCIPAIS FATORES OPERACIONAIS QUE INTERFEREM NA NITRIFICAÇÃO

Concentração (mg/L)		Ordem de reação	Observações	Referências
N – NH ₄ ⁺	OD			
> 30	Fator Limitante	0	Existem no FBP três regiões com cinéticas diferentes	PARKER et al. (1989)
< 30		1/2		
<< 30		1		
Alta	Não Existe Limitação	0	Parte superior do FBP	BOLLER e GUJER (1986)
Média		1/2		
< 4,0		1		
	não penetra completamente no biofilme	0 1/2	A taxa de oxidação será controlada pela concentração de O ₂ eq.(06) e eq.(07) Depende da concentração de O ₂ ,	GÖNENÇ e HARREMÖES (1985)
Alta Baixa	2 a 4	0	Existem no FBP duas regiões Cinéticas Para todo o FBP	OKEY e ALBERTSON (1989a e 1989b)
		1		
		1		

FONTE: VICTORIA, 2006

Em sistemas de filme fixo a “equação de Fick” é usada para descrever como ocorre a difusão do substrato limitante inicialmente através do meio líquido na interface líquido/biofilme e, em seguida, através do próprio biofilme, sendo que o modelo uni paramétrico proposto por Monod, equação 06, é o mais utilizado para descrever a cinética da nitrificação (BOLLER; GUJER, 1986).

$$r_{an} = \frac{1}{v_{an} \times k_{0,5a} \times S_0^{0,5}} S = S_0 [1 + k \cdot S_0 \cdot t]^{-1} \quad (26)$$

Em que:

r_{an} : Taxa de oxidação de N – NH₄⁺ [g/m² dia];

S_0 : Concentração de oxigênio [g/m³];

N – NH₄⁺: Nitrogênio amoniacal;

v_{an} : Relação estequiométrica entre N – NH₄⁺ e o O₂ [g/m³];

$k_{0,5a}$: Constante cinética de ordem média [g^{0,5}/m^{0,5} dia].

As concentrações de oxigênio e nitrogênio amoniacal situam-se entre 0,3 e 0,4 mg/L, fazendo do oxigênio a substância limitante nos processos de digestão do

nitrogênio amoniacal. Por ser o oxigênio utilizado no processo de digestão aeróbia da matéria orgânica, a relação entre a concentração da DBO_5 solúvel e o oxigênio deve ser menor que 5 para se alcançar a nitrificação. Quando a relação OD/DQO é muito pequena, existe predomínio das bactérias heterótrofas e a nitrificação não ocorre no biofilme (GONENÇ; HARREMOES, 1990).

A melhor equação para descrever o funcionamento do filtro continuará sendo a de ordem zero até que a relação de concentrações entre NH_4^+ e O_2 seja descrita pela Equação 27 (GONENÇ; HARREMOES, 1990).

$$\frac{S_n}{S_0} \leq \frac{D_0}{D_n} \times v_{an} \quad (27)$$

Em que:

S_n : Concentração de $N - NH_4^+$ [kg/m³];

S_0 : Concentração de oxigênio [kg/m³];

D_0 : Difusividade do oxigênio (O_2) [m²/dia];

D_n : Difusividade do íon amônio ($N - NH_4^+$) [m²/dia];

v_{an} : Relação estequiométrica entre $N - NH_4^+$ e o O_2 [kg/m³].

Segundo Zhang et al. (2016) como o oxigênio é o fator limitante na digestão da matéria orgânica e do nitrogênio amoniacal pode ser necessário um maior fornecimento de oxigênio devido à competição desse recurso pelas bactérias heterótrofas e as bactérias nitrificantes.

As bactérias heterótrofas podem existir em biofilmes nitrificantes, com suas populações na mesma ordem de magnitude que das bactérias nitrificantes, mas, em biofilmes heterótrofos, as bactérias nitrificantes dificilmente poderão existir (ZHANG et al., 2016).

Suschka em 1987 sugeria a presença de dois tipos de biofilme: um filme superficial, que escoa livremente na parte externa da superfície biológica, e um filme capturado, que se movimenta muito mais lentamente através dos canais na superfície rugosa do biofilme, sendo importante determinar as taxas de nitrificação ao longo do filtro, assim como controlar as condições de carga ao longo do filtro permitindo que as taxas de nitrificação sejam maximizadas (VICTORIA, 2006).

3.6.2 Efeito da temperatura na nitrificação

O efeito da temperatura sobre a taxa de nitrificação em filtros biológicos era estimado utilizando a Lei de Arrhenius, pois existia pouca informação que pudesse ser usada para quantificar o impacto da temperatura sobre a taxa de nitrificação até o final da década de 80 (BOLLER, GUJER, 1986). Contudo, Okey e Albertson (1989), atestaram que a aplicação da Lei de Arrhenius para corrigir as taxas devido à variação da temperatura é questionável, exceto quando o sistema é operado com altas concentrações de nutrientes.

Na região de ordem zero, os centros enzimáticos não são ocupados em sua totalidade, o que significa que o biofilme não é completamente penetrado pelo oxigênio. A variação das velocidades de reação com a temperatura é controlada pela variação da taxa em que as substâncias limitantes se movimentam para a região de reação, e não pela variação da taxa de utilização de substrato pelas células (OKEY; ALBERTSON, 1989).

Assim, pode-se concluir que a difusão e o efeito sobre a concentração no biofilme são os fatores que realmente impactam sobre as velocidades de reação, e não as mudanças da temperatura (entre 5 e 10°C).

3.6.3 Efeito do pH e da alcalinidade na nitrificação

A literatura especializada apresenta valor do pH ótimo para a nitrificação bastante variados, porém, é possível constatar que valores baixos de pH afetam negativamente a nitrificação, devido ao favorecimento da predominância da forma não ionizada sobre a ionizada de amônio (NH_3 ou NH_4^+), ou pela toxicidade que apresenta o íon hidrogênio (SZWERINSKI et al., 1986).

Painter (1986) afirma que o composto utilizado na oxidação do nitrogênio amoniacal é a amônia livre (NH_3) e não o íon amônio (NH_4^+). Assim, a atividade nitrificante é reduzida quando o pH diminui como resultado da limitação na disponibilidade da amônia, porque a concentração de NH_3 é menor que a concentração de amônia total (VICTORIA, 2006).

Portanto, as variações no valor do pH ótimo para nitrificação podem ser atribuídas, em parte, às variações na concentração de amônia total usada. Com relação

à toxicidade do íon hidrogênio, Szwerinski et al. (1986) reportam que a nitrificação é inibida quando os valores de pH são menores que 5,7.

O decaimento da nitrificação nos pontos mais baixos dos FBN, como resultado das limitações na transferência de massa devido à redução do pH, tem sido atribuído à limitação da digestão do nitrogênio pela alcalinidade (GUJER, BOLLER, 1986)

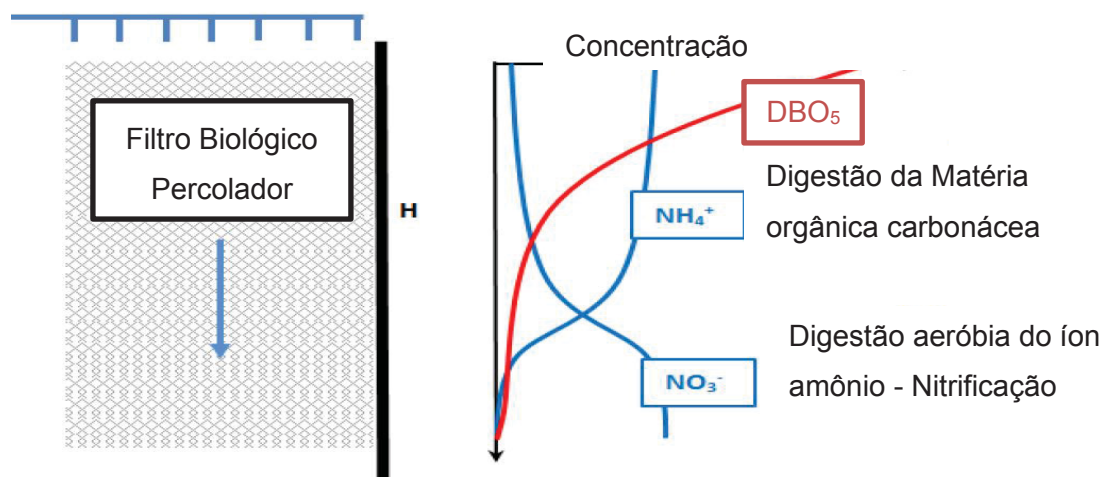
A diminuição do pH a valores menores de 7 leva a uma diminuição da taxa de oxidação do nitrogênio amoniacal e a um aumento na taxa de oxidação do NO_2^- , favorecendo o aumento da concentração de OD na fase líquida (SZWERINSKI et al. 1986).

Zhang e Bishop (1995) reportaram que, quando a alcalinidade e o pH estão na faixa ótima, a nitrificação ocorreu ao longo da espessura do biofilme e o fator limitante foi o O_2 . Para a condição de baixa alcalinidade, a nitrificação só ocorreu na parte superficial do biofilme, sendo mais crítico quando o pH foi baixo (<5,6). Quando o pH esteve perto de 7, ocorreu um decréscimo significativo do pH no interior do biofilme.

A taxa de nitrificação pode depender da concentração de carbono inorgânico (alcalinidade carbonácea) sugerindo que o requisito mínimo de alcalinidade na nitrificação é função do carbono inorgânico necessário para síntese celular, e não necessariamente para a neutralização da acidez gerada no processo (BIESTERFELD et al., 2003).

3.6.4 Competição pelo OD

Nos filtros percoladores as bactérias heterotróficas e autotróficas são limitadas principalmente pelo espaço, assumindo que o oxigênio é fornecido em excesso através da ventilação. Na parte superior de um filtro percolador as bactérias heterotróficas utilizam a DBO como substrato. As nitrificantes não podem competir devido ao seu crescimento lento e taxas metabólicas inferiores. Com o aumento da profundidade, medida desde o topo do enchimento, as concentrações de DBO diminuem até um nível em que o crescimento da biomassa heterotrófica é suficientemente reduzido permitindo, então, o crescimento das nitrificantes. A carga de DBO afluente e a altura de desenho do filtro determinam então o nível de nitrificação que pode ser esperado (GOMES; HENRICH, 2014)

FIGURA 5 – PERFIL DE REMOÇÃO DE DBO5 E NH_4^+ AO LONGO DA PROFUNDIDADE

FONTE: Modificado de GUJER (1999)

4 MATERIAIS E MÉTODOS

4.1 MATERIAIS

O presente estudo teve como objetivo avaliar, quantificar e simular os mecanismos biológicos de digestão de matéria orgânica presentes no efluente de reatores anaeróbios de fluxo ascendente utilizados em estações de tratamento de esgotos domésticos em escala plena.

A Estação de Tratamento de Esgotos – ETE, utilizada no presente estudo realiza o tratamento dos esgotos coletados na sede do Município da Lapa, estado do Paraná, estando implantada à margem direita do Córrego Honda, afluente do Rio Capivari, no cruzamento com a BR 476, próximo à área urbana, sob as coordenadas:

- Latitude 25°45'5.12"S; e
- Longitude 49°43'18.47"O.

A ETE Lapa opera desde 1995 sob responsabilidade da Companhia de Saneamento do Paraná, SANEPAR, utilizando-se de reatores anaeróbios tipo RALF com vazão nominal de 30 l/s. Porém, devido ao crescimento do número de ligações de esgoto e da extensão da rede coletora a capacidade da estação não foi mais suficiente para atender à demanda de tratamento. Desta forma, em 2001 foi proposta a ampliação da capacidade nominal de tratamento e, devido ao aumento das exigências da legislação ambiental, foi indicada a adoção de um pós-tratamento composto por filtros biológicos percoladores de baixa taxa para remoção de matéria orgânica carbonácea e nitrificação dos esgotos sanitários, resultando em um efluente líquido compatível com a legislação ambiental vigente na ocasião (ARCADIS, 2014).

4.1.1 Concepção da ETE Lapa

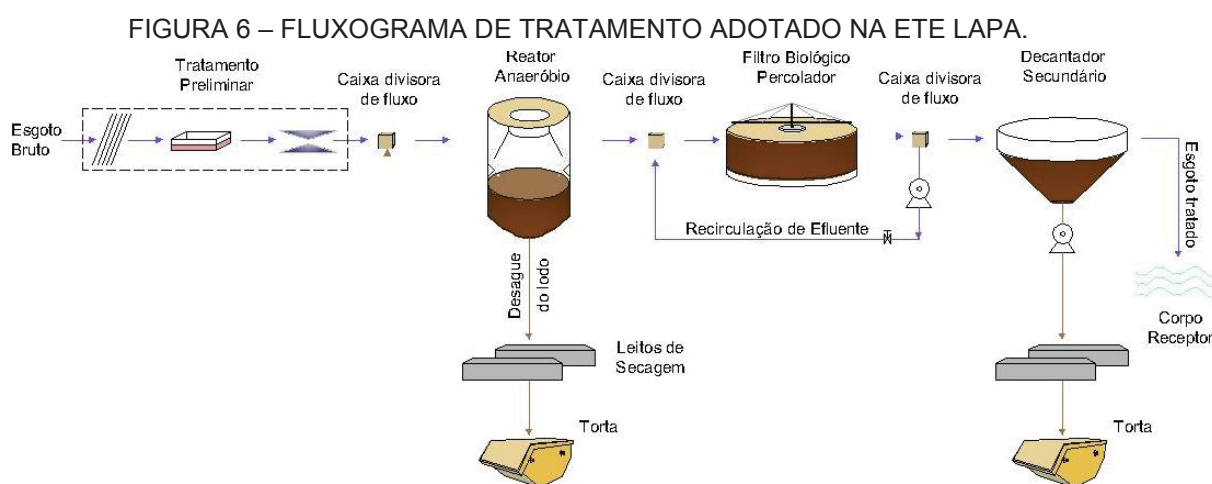
A concepção da ETE Lapa foi realizada utilizando-se critérios tradicionais de dimensionamento para um horizonte de 20 anos, perfazendo os parâmetros descritos na Tabela 6 em final de plano.

TABELA 6 – RESUMO DAS CONDIÇÕES INICIAIS DE PROJETO DA ETE LAPA

Parâmetros de Projeto	Un.	ANO 2020
Vazão Mínima	L/s	58,1
Vazão Média	L/s	78,6
Vazão Máxima Total	L/s	111,4
Carga de DBO (Afluente)	kg/dia	1.564
Carga de DBO (pós RALF)	kg/dia	469

FONTE: ARCADIS (2014).

A matriz de tratamento adotada é composta por 03 (três) reatores anaeróbios cilíndricos de fundo cônico tipo RALF seguidos por 02 (dois) filtros percoladores com recheio formado por pedra basáltica tipo 4A, seguido por 02 (dois) decantadores secundários circulares, conforme apresentado na Figura 6.



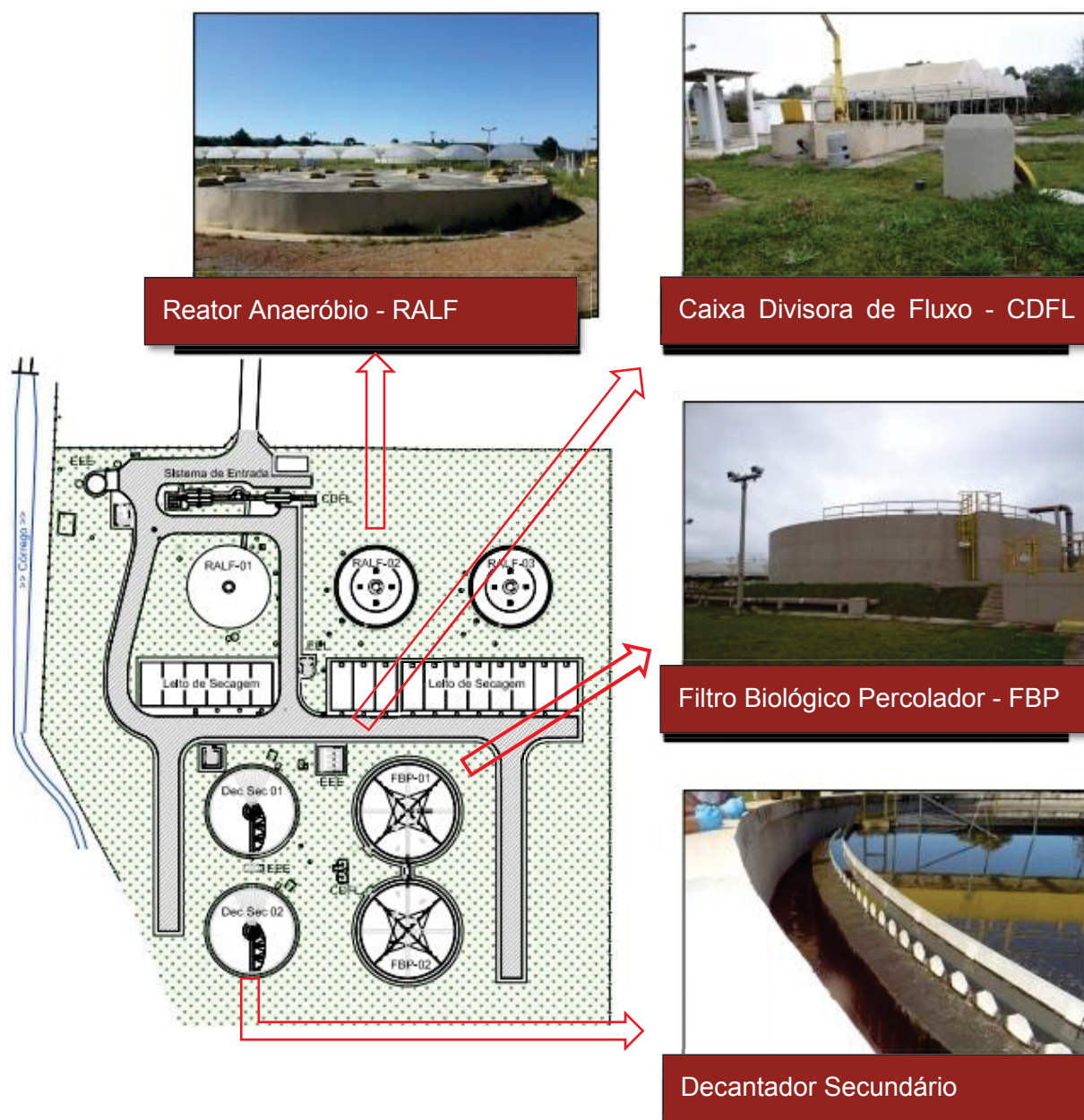
No processo de tratamento adotado o esgoto sanitário coletado passa por um tratamento preliminar, composto por gradeamento grosseiro e médio seguido por desarenadores do tipo canal paralelo, sendo o controle de vazão é realizado através de uma calha Parshall.

O tratamento primário e secundário ocorre nos reatores tipo RALF, onde ocorre a degradação anaeróbia da matéria orgânica, seguindo para os filtros biológicos percoladores que realizam a degradação aeróbia da matéria orgânica e a nitrificação do efluente dos reatores anaeróbios. Após o tratamento aeróbio o efluente do FBP segue para os decantadores onde são segredados os sólidos resultantes do tratamento.

Este fluxograma de processo se diferencia do fluxograma tradicional apresentado no item 3.4.4 (Figura 4) porque no processo adotado apenas é realizada a recirculação do efluente em períodos de baixa vazão (durante a madrugada). Ainda, o lodo secundário não é encaminhado para os reatores anaeróbios, sendo o lodo descartado diretamente nos leitos de secagem.

O arranjo da ETE Lapa, bem como a localização das principais unidades de tratamento, pode ser observado na Figura 7.

FIGURA 7 — ETE LAPA DA SANEPAR: PRINCIPAIS UNIDADES DE TRATAMENTO



4.1.1.1 Reator Anaeróbio

O tratamento primário dos esgotos é efetuado através de três reatores anaeróbios, módulo XII padrão Sanepar, com capacidade nominal de 30 l/s cada (ARCADIS, 2014).

- Volume útil: 800 m³
- Tempo de detenção: 8,5 horas
- Área superficial de decantação: 254 m²
- Taxa de aplicação superficial: 8,9 m³/m².dia.

4.1.1.2 Filtro biológico percolador

O tratamento complementar do efluente dos reatores anaeróbios ocorre através de filtros biológicos percoladores de baixa taxa seguidos de decantadores secundários. Espera-se a remoção de matéria orgânica e nitrificação do substrato, resultando um efluente tratado com $\text{DBO}_5 \leq 30 \text{ mg/L}$, $\text{NH}_4 \leq 20 \text{ mgN/l}$ e $\text{SST} \leq 30 \text{ mg/L}$

Para a remoção da matéria orgânica e nitrificação, previu-se a implantação de dois filtros biológicos percoladores operando com baixa taxa. Os critérios de dimensionamento para meio suporte de pedra são os seguintes (ARCADIS 2014):

- - taxa de aplicação orgânica volumétrica: 0,1 a 0,4 kg DBO/m³.dia
- - taxa de aplicação orgânica superficial: $\leq 15 \text{ g DBO/m}^2\text{.dia}$
- - taxa de aplicação hidráulica superficial : 1,0 a 4,0 m³/m².dia
- - altura do leito: 1,5 a 3,0 m
- - nitrificação: parcial
- - remoção de DBO esperada: 80 a 90 %

A Figura 08 apresenta os filtros percoladores existentes na ETE LAPA.

FIGURA 8 — FILTRO BIOLÓGICO PERCOLADOR (A) VISTA SUPERIOR DO FILTRO; (B) VISTA FRONTAL; (C) EXTRAVASARES; (D) DISTRIBUIDOR ROTATIVO; (E) ESCADA DE ACESSO; (F) CANALETA DE SAÍDA.



(A)



(B)



(C)



(D)



(E)



(F)

4.1.1.2.1 Meio suporte do filtro biológico

O material utilizado como meio suporte para o leito fixo do filtro biológico percolador é de pedras britadas tipo 4A de material basáltico, com diâmetros variando em torno de 10 cm. A superfície específica prevista para este material varia entre 60 e 80 m²/m³ (ARCADIS 2014).

A Figura 9 ilustra o material utilizado como meio suporte.

FIGURA 9 —MATERIAL UTILIZADO COMO MEIO SUPORTE PARA O FILTRO BIOLÓGICO PERCOLADOR - TIPO PEDRA BRITADA 4A (A) FORMAÇÃO DE BIOFILME (B) ZONAS SECAS; (C) BRAÇO DO DISTRIBUIDOR ROTATIVO; (D) BICO DE ASPERSÃO.



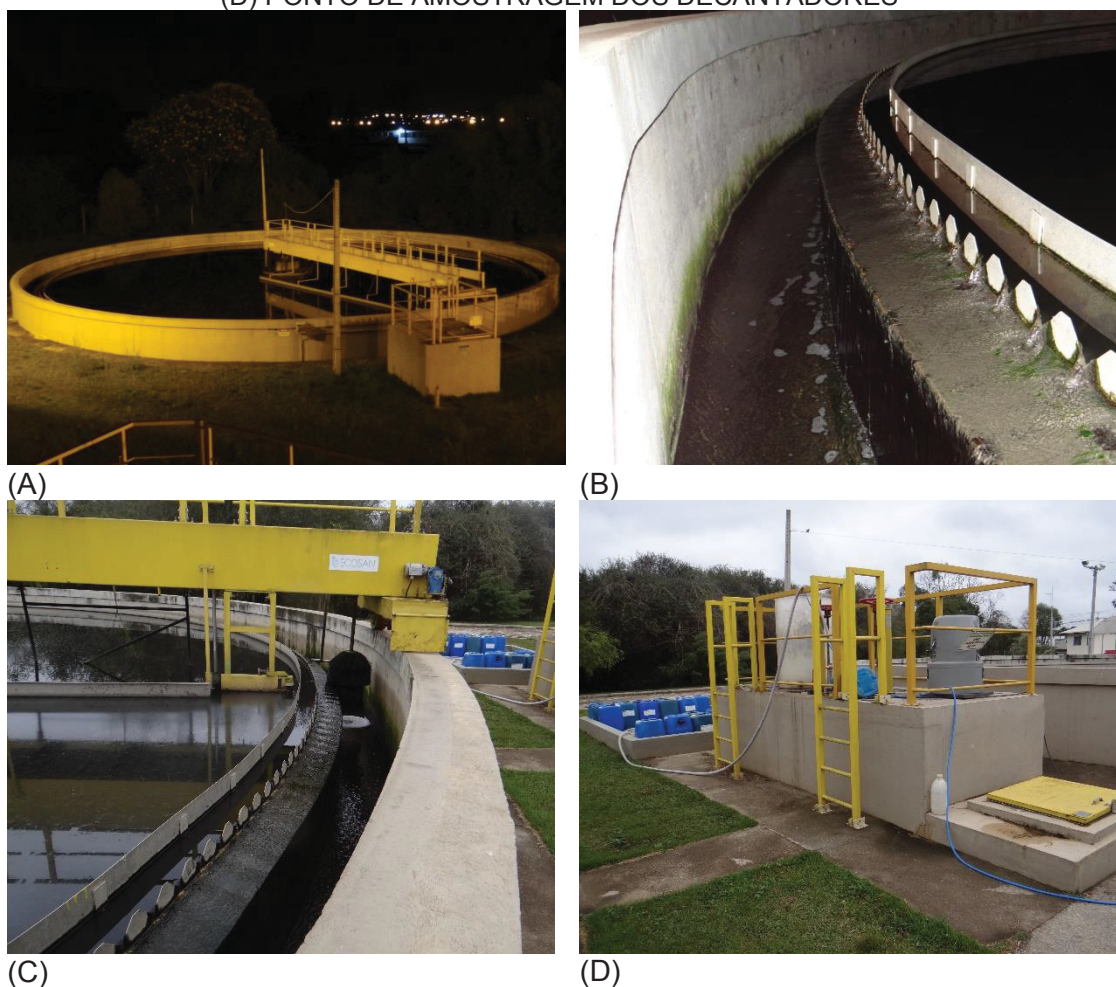
4.1.1.3 Decantador secundário

Para os decantadores secundários que recebem os efluentes de filtros biológicos foram observados os seguintes parâmetros básicos de dimensionamento: (ARCADIS, 2014):

- - Taxa de escoamento superficial: 16 a 28 m^3/m^2 dia para $Q_{\text{MÉDIA}}$
- - Taxa de escoamento superficial: $< 40 \text{ m}^3/\text{m}^2$ dia para $Q_{\text{MÁXIMA}}$
- - Taxa de escoamento linear do efluente: $\leq 4,4 \text{ L/s m}$ para $Q_{\text{MÉDIA}}$
- - DBO do efluente esperada: $< 30 \text{ mg/L}$

A Figura 10 ilustra o decantador secundário da ETE Lapa.

FIGURA 10 — DECANTADOR SECUNDÁRIO (A) VISTA SUPERIOR; (B) CANALETA DE SAÍDA COM EFLUENTE CLARIFICADO; (C) MECANISMO DE REMOÇÃO DE ESCUMAS; (D) PONTO DE AMOSTRAGEM DOS DECANTADORES



4.1.2 Características físicas das unidades de tratamento

A Tabela 07 apresenta de forma resumida as principais características de cada unidade por estação de tratamento:

TABELA 7 – RESUMO DAS UNIDADES DE TRATAMENTO EM OPERAÇÃO NA ETE LAPA

Sistema de Entrada	Gradeamento Grossoiro	Manual
		e = 10 mm
	Gradeamento fino	Mecanizado
		e = 6 mm
	Desarenador	Canal Paralelo
		1,8 x 9,0 m
Reator Anaeróbio	Medidor de vazão	Calha Parshall
		W = 9" (22,9 cm)
	Formato	Tronco cônico
	Quantidade	3
	Diâmetro interno superior	18,0 m
	Altura útil	5,75 m
Filtro Biológico Percolador	Área superficial de decantação	254 m ²
	Volume útil	3 x 800 = 2.400 m ³
	Formato	Circular
	Quantidade	2
	Diâmetro	22,00 m
	Área superficial	2 x 380 = 760 m ²
	Altura útil	3,0 m
	Tipo do enchimento	Pedra Britada tipo 4 ^a
	Superfície específica	70 m ³ /m ²
Decantador Secundário	Área de Biofilme	2 x 79.828 = 159.656
	Volume de enchimento	2 x 1.140 = 2.280 m ³
	Formato	Circular
	Quantidade	2
	Diâmetro	20,00 m
	Área de cada decantador	2 x 314 = 628 m ²
	Comprimento do vertedor	2 x 62,8 = 125,7 m

FONTE: ARCADIS (2014).

4.2 MÉTODOS

4.2.1 Avaliação de desempenho da ETE Lapa no tratamento de matéria orgânica carbonácea.

O objetivo inicial do presente estudo foi avaliar o processo de tratamento do carbono orgânico presente no esgoto sanitário em uma ETE em escala plena. Assim, foram definidos os pontos e a rotina de amostragem, bem como os critérios analíticos a serem estudados.

Destaca-se que a rotina de amostragem realizada neste tópico é inteiramente realizada pela SANEPAR, com o objetivo de avaliar a correta operação das unidades de tratamento que compõem a estação de tratamento. A coleta é realizada pelos operadores da ETE e as análises laboratoriais são realizados em um laboratório próprio da concessionária.

4.2.1.1 Pontos de amostragem

Planejando aperfeiçoar a caracterização do processo de digestão do carbono orgânico no processo de tratamento de esgotos dotado de reator anaeróbio seguido de filtração biológica, optou-se por utilizar 04 (quatro) pontos específicos de coleta de amostras.

I. A montante dos reatores anaeróbios;

A coleta neste ponto tem o objetivo de especificar as características originais do esgoto sanitário bruto que estará sendo submetido ao tratamento. Neste ponto o esgoto apenas deverá ter passado pelos processos de gradeamento e desarenação.

II. Entre os reatores anaeróbios e os filtros biológicos percoladores;

Neste ponto, além de se concluir a etapa anaeróbia do tratamento dos esgotos sanitários, é iniciada a etapa aeróbia, sendo um importante ponto de coleta quanto tem-se o objetivo de avaliar a eficiência do sistema anaeróbio e aeróbio em separado.

III. Entre os filtros biológicos percoladores e os decantadores secundários;

Ponto intermediário dentro do tratamento aeróbio, sendo que sua principal função é verificar se o ambiente interno do filtro biológico percolador permanece aeróbio. Outra vantagem indireta é que estudos recentes tem mostrado algum interesse na

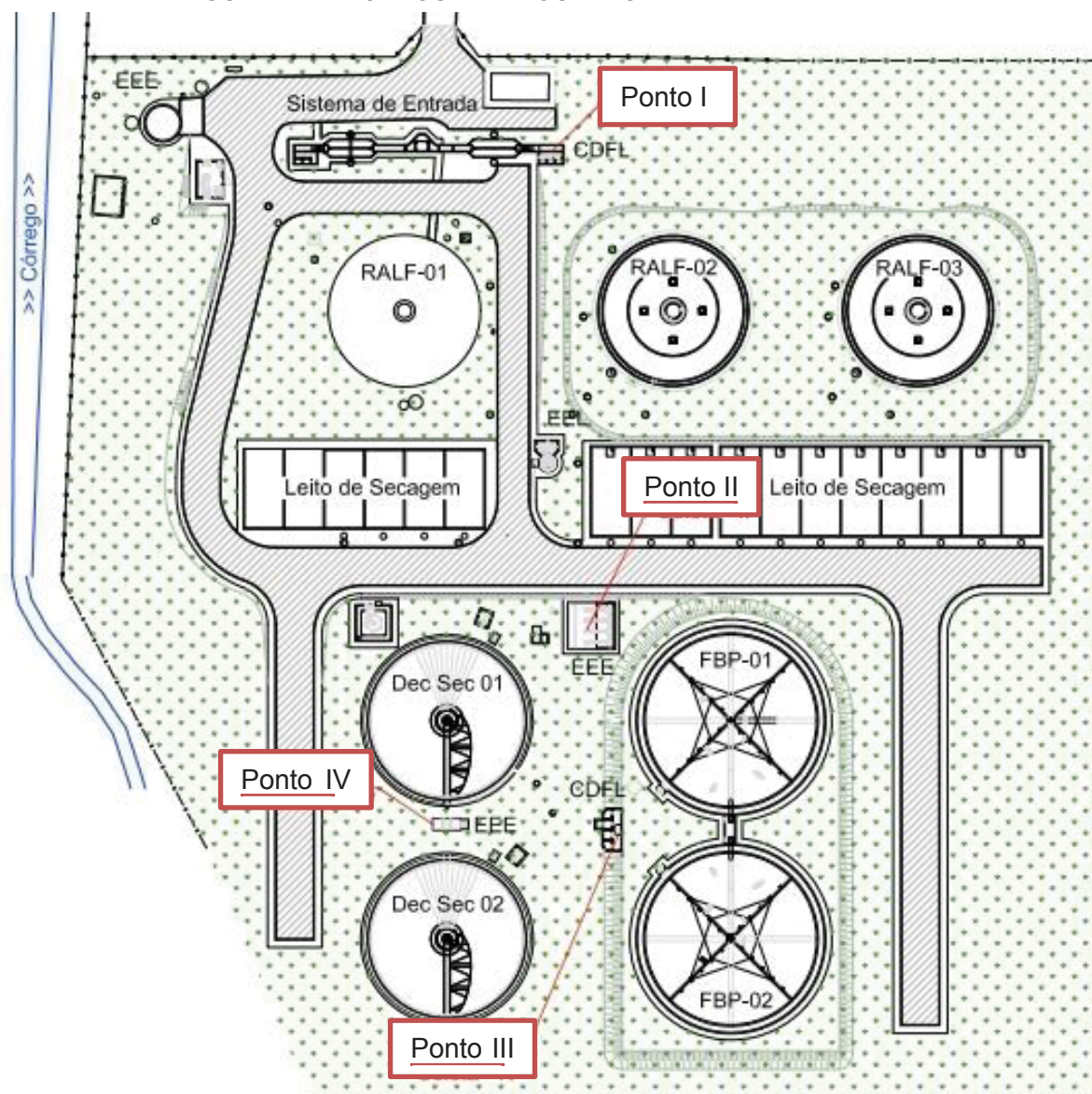
utilização de filtros percoladores sem a decantação secundária, e nesta matriz alternativa este seria o fim do tratamento aeróbio.

IV. A jusante dos decantadores secundários.

A coleta neste ponto tem como objetivo caracterizar o efluente final da estação de tratamento e deste modo especificar a eficiência da ETE, bem como do pós-tratamento aeróbio.

A localização dos pontos de amostragem pode ser visualizada na Figura 11.

FIGURA 11 — PONTOS DE AMOSTRAGEM DA ETE LAPA



4.2.1.2 Frequência de amostragem

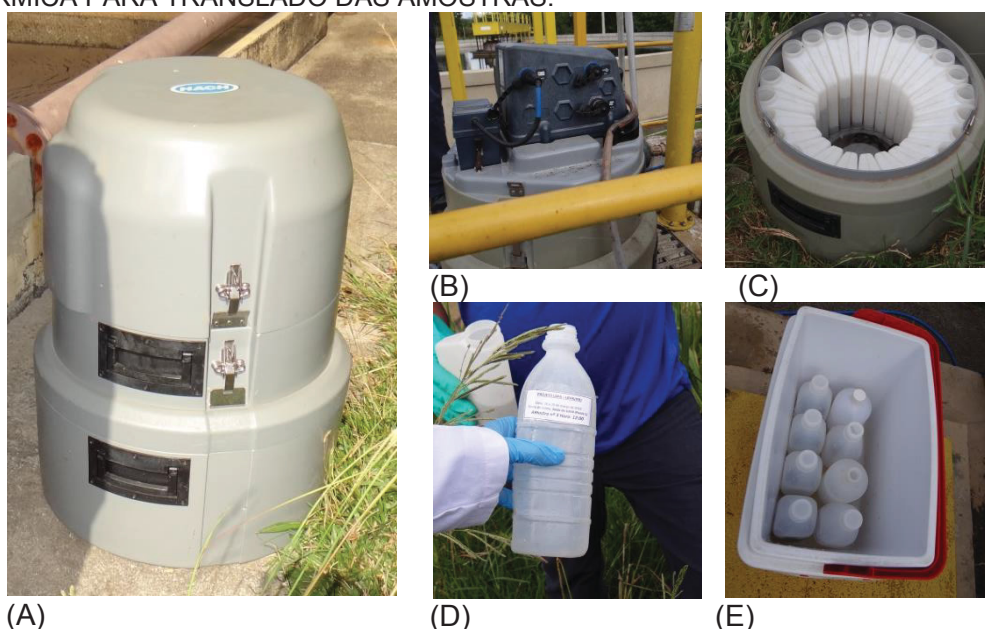
Uma vez definidos os pontos de coleta, foi estabelecida uma rotina de amostragem da estação de tratamento, as amostragens realizadas pela concessionária ocorrem continuamente durante todo o ano, 04 (quatro) vezes ao mês. As datas de amostragem são definidas com um mês de antecedência, de forma a alternar o dia da semana, objetivando amostras de dados mais representativas.

Os dados a serem utilizados para avaliar a eficiência da digestão do carbono orgânico nas diferentes etapas do tratamento de esgoto em uma ETE em escala plena foram aqueles coletados no ano de 2018.

4.2.1.3 Processo de amostragem

Para os pontos I, II e IV foi realizada uma amostragem composta por 24 (vinte e quatro) alíquotas idênticas, coletadas de hora em hora dia utilizando um amostrador automático da marca HACH. Estas alíquotas foram acondicionadas em garrafas plásticas apropriadas que foram transportadas para o laboratório em caixas térmicas, conforme ilustra a Figura 12.

FIGURA 12 — AMOSTRADOR AUTOMÁTICO UTILIZADO NO PROCESSO DE AMOSTRAGEM (A) VISTA LATERAL; (B) BOMBA DOSADORA; (C) FRASCOS DE ARMAZENAMENTO INTERNOS; (D) FRASCO ROTULADO PARA TRANSLADO DAS AMOSTRAS, (E) CAIXA TÉRMICA PARA TRANSLADO DAS AMOSTRAS.



A coleta do ponto III foi realizada manualmente em uma única alíquota, sendo esta armazenada e transportada junto às demais amostras.

A coleta das amostras deve ser realizada de forma que seja garantida e preservada a total integridade de suas características físicas e químicas presentes no ambiente possibilitando obter uma representação precisa do ponto de amostragem. Assim, os procedimentos de coleta e armazenamento são específicos para cada parâmetro (APHA, 2012).

4.2.1.4 Técnicas analíticas

As análises físicas e químicas das amostras foram realizadas em duas frentes específicas, sendo as análises laboratoriais de rotina realizadas no laboratório da SANEPAR localizado na ETE Belém.

As análises realizadas para caracterizar o efluente bruto e tratado para cada uma das etapas de tratamento foram realizadas em conformidade com o *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (APHA, 2012). Os parâmetros analisados foram: DBO, DQO, pH, Série de Sólidos e Alcalinidade, conforme descrito na Tabela 8.

TABELA 8 – METODOLOGIA PARA AVALIAÇÃO DA MATÉRIA ORGÂNICA CARBONÁCEA

Parâmetro	Método de Análise
Vazão	Macro medidor eletromagnético
Temperatura	Sonda Multiparamétrica
pH	Potenciométrico
DQO (mgO ₂ L ⁻¹)	Colorimétrico
DBO ₅ (mgO ₂ L ⁻¹)	Manométrico
Alcalinidade	Potenciométrico
Série de Sólidos	Gravimétrico e volumétrico

A descrição dos métodos utilizados é realizada no decorrer do presente estudo.

4.2.1.4.1 Monitoramento da Vazão Diária - Q_{dia}

O monitoramento do volume de esgotos destinado ao tratamento é realizado utilizando-se de um macromedidor eletromagnético, com interface tipo digital ou DATALOG, apresentado na Figura 13.

FIGURA 13 — ETE LAPA - EQUIPAMENTOS DE MONITORAMENTO DE VAZÃO TIPO DATALOG



O DATALOG a direita computa o efluente destinado aos dois RALFs antigos e o medidor a esquerda o efluente destinado ao RALF novo contabilizando desta forma a totalidade do efluente encaminhado a ETE.

As vazões apresentadas junto às coletas são obtidas a partir da razão entre o volume tratado nas últimas 24 horas e o tempo decorrido. Destaca-se que na ETE Lapa são utilizados dois equipamentos de medição de vazão uma vez que recebe o esgoto bruto através de duas linhas independentes cada uma com um sistema de monitoramento próprio.

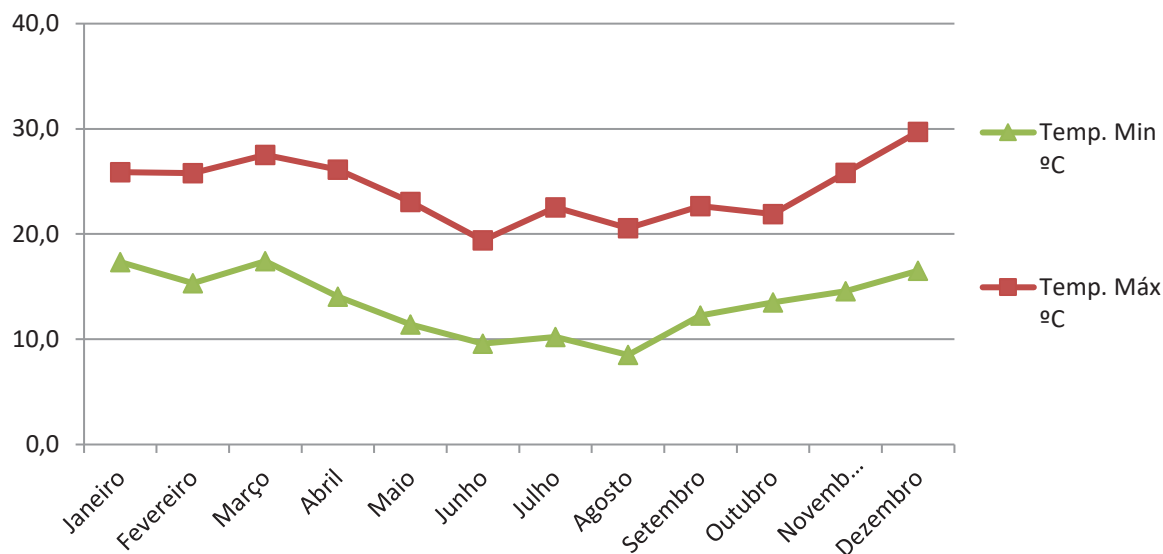
4.2.1.4.2 Determinação da Temperatura – T

A temperatura do efluente influencia diretamente a cinética de reação uma vez que grande parte dos processos de tratamento dos esgotos ocorrem através de ação biológica. Deste modo, são realizadas medições da temperatura do afluente através de uma sonda multiparamétrica.

Contudo, um dado bastante utilizado para dimensionamento de sistemas de tratamento é relativo à temperatura do ar, uma vez que não existem dados de temperatura do esgoto em localidades onde estes sistemas não existem.

Desta forma foi realizada uma busca de dados de temperatura do ar no município da LAPA obtidos através de estações meteorológicas. Assim, foram “descarregados” do site do IAPAR dados de temperaturas mínimas e máximas, conforme Figura 14.

FIGURA 14 — AMPLITUDE DA TEMPERATURA DO AR OBSERVADA NO ANO DE 2018



4.2.1.4.3 Determinação das Demandas de Oxigênio

❖ *Demanda Bioquímica de Oxigênio – DBO*

A demanda bioquímica de oxigênio é mensurada através da diferença de concentração de oxigênio dissolvido ao longo de 5 (cinco) dias, sendo que as amostras são mantidas a uma temperatura média controlada de 20 ° C (APHA, 2012).

A quantificação da DBO foi realizada utilizando-se o método respirométrico, com o uso do equipamento denominado OxiTop® (Figura 15). Neste método utiliza-se a diferença de pressão resultante do consumo do oxigênio no processo de digestão biológica da matéria orgânica presente na amostra (APHA, 2012).

As amostras são acondicionadas em garrafas de vidro âmbar com volumes apropriados para a faixa de DBO esperada para cada experimento, estas são fechadas de modo a não permitir a passagem de gases utilizando-se cabeçotes. O dióxido de carbono liberado resultante da respiração microbiana é absorvido por pastilhas de hidróxido de sódio gerando um diferencial de pressão no interior da garrafa que é convertido automaticamente pelo sensor no consumo de oxigênio (APHA, 2012).

FIGURA 15 — MEDIDOR DIGITAL DE DEMANDA BIOQUÍMICA DE OXIGÊNIO



❖ *Demanda Química de Oxigênio – DQO*

As análises de DQO realizadas pelo presente estudo utilizaram-se do método de refluxo fechado – colorimétrico, conforme especifica o método 5220 do *Standard Methods*. O método consiste na redução do cromo hexavalente e subsequente análise através da modificação da coloração da amostra em um espectrofotômetro na região do visível. Este procedimento é conduzido em um termorreator a 148°C, por 2h e as leituras obtidas em espectrofotômetro de absorbância (APHA, 2012).

4.2.1.4.4 Determinação da Série de Sólidos

A determinação da série de sólidos é realizada através do método gravimétrico, que se baseia na diferença de massa de cada partícula presente na amostra. Dessa forma, a determinação das várias formas de sólidos obtém-se pela diferença entre a massa seco e úmido em relação ao volume de amostra utilizado no ensaio (APHA, 2012).

❖ *Sólidos Suspensos Totais – SST*

A concentração de Sólidos Suspensos Totais é obtida através da razão entre a massa seca de uma amostra filtrada após a evaporação da mesma em banho-maria em uma estufa a $105 \pm 5^\circ\text{C}$ por 45 min até atingir secura completa, e o volume da alíquota medido em proveta antes da evaporação (APHA, 2012).

❖ *Sólidos Sedimentáveis – S.Sed*

Uma amostra homogeneizada é transferida para um cone de *Imhoff* até a marca de 1.000 ml. Após deixar em repouso por 45 min passa-se vagarosamente um bastão de vidro na parede interna do cone e, em seguida, deixa-se em repouso por mais 15min. A concentração de Sólidos Sedimentáveis é igual ao volume, em ml, ocupado pelos sólidos sedimentados (APHA, 2012).

4.2.1.5 Tratamento dos Dados

4.2.1.5.1 Estatística Descritiva dos Dados

Os dados obtidos no monitoramento foram analisados por meio de estudos estatísticos preliminares (medidas de tendência central; medidas de variação; e medidas de posicionamento) e de estatísticas básicas sugeridas por von Sperling (2005), com a finalidade de organização e compreensão do desempenho do sistema de tratamento para cada etapa de operação.

As estatísticas básicas foram desenvolvidas em planilhas eletrônicas para todas as variáveis analisadas (concentrações, eficiências, taxas de remoção e vazões) neste estudo. Os resultados estatísticos compreendidos pela caracterização da amostra, medidas de tendência central, medidas de variação e medidas de posicionamento relativo foram representados em tabelas e em gráficos ilustrativos do tipo séries temporais ou *boxplot*.

4.2.1.5.2 Testes de Correlação de Pearson

A análise estatística de correlação dos resultados, obtidos no monitoramento e do desempenho, foi realizada com a finalidade de se obter uma melhor compreensão da distribuição e variabilidade dos dados entre as etapas e fases de operação do FBP.

O coeficiente de correlação de Pearson mede o grau da correspondência linear entre duas variáveis, gerando um índice adimensional com valores situados entre -1 e 1 que reflete a intensidade de uma relação linear entre dois conjuntos de dados. Este coeficiente, normalmente representado pela letra "r", assume apenas valores entre -1 e 1, onde:

- **r = +1** significa uma correlação perfeita positiva entre as duas variáveis, se uma aumenta, a outra sempre aumenta também.
- **r = -1** significa uma correlação negativa perfeita entre as duas variáveis, se uma aumenta, a outra sempre diminui.
- **r = 0** significa que as duas variáveis se comportam de forma linearmente independentes uma da outra.

Contudo, pode existir uma outra dependência que seja "não linear". Assim, o resultado $r=0$ deve ser investigado por outros meios.

4.2.1.5.3 Taxas de Remoção de Substrato ou Eficiência do Sistema

As taxas de remoção, nas etapas de operação, foram calculadas por meio da razão entre a carga removida e a carga de substrato a montante da unidade estudada

4.2.1.5.4 Taxas de Aplicação Superficial e Taxa de Aplicação Volumétrica

A taxa de aplicação superficial pode ser calculada através da razão entre a vazão diária de efluente submetido ao tratamento e a área da superfície livre da unidade estudada. Contudo, a taxa de aplicação volumétrica é calculada através da razão entre a carga de substrato a montante da unidade de tratamento estudada e o volume útil da mesma.

4.2.2 Avaliação de desempenho da ETE Lapa na nitrificação do efluente do reator anaeróbio.

Esta etapa teve como objetivo avaliar o processo de nitrificação do esgoto sanitário na ETE Lapa. Contudo, o processo de nitrificação não ocorre em ambiente anaeróbio, assim o único processo unitário avaliado será o de filtração biológica.

Destaca-se que parâmetros relacionados a nutrientes não fazem parte da rotina de monitoramento realizada pela concessionária, que apenas realiza análises relativas à série do nitrogênio bimestralmente e apenas no efluente tratado devido a exigências legais.

Como estes dados não eram suficientes para analisar a nitrificação nos FBP's foram realizadas (3) três campanhas de coleta de dados de forma a caracterizar e quantificar a nitrificação do efluente dos reatores anaeróbios em filtros percoladores de baixa taxa.

4.2.2.1 Pontos de Amostragem

Como citado no item 3.4.4 do presente estudo, não há motivos para esperar qualquer processo de nitrificação durante o tratamento anaeróbio, por este motivo apenas foram realizadas amostragens dos pontos 'II' e 'IV' apresentados no item 4.2.1.1. Assim, para verificar que o processo de filtração biológica ocorresse em

ambiente aeróbio foram realizadas medições de OD na saída do FBP, ponto 'III' (saída do FBP).

4.2.2.2 Frequência de amostragem

Para caracterizar o processo de nitrificação do efluente do reator anaeróbio foram realizadas (03) três campanhas de amostragem com 24 horas de duração objetivando verificar a variação temporal na taxa de nitrificação do efluente. Com o objetivo de expandir ainda mais a variação temporal optou-se por realizar duas campanhas no inverno e outra no verão. As principais características das campanhas de amostragem estão descritas na Tabela 9.

TABELA 9 – PRINCIPAIS CARACTERÍSTICAS DAS CAMPANHAS REALIZADAS

Campanha	Data	Estação	Intervalo entre amostras	Número de amostras (n)
01	Agosto de 2018	Inverno	1 hora	24
02	Março de 2019	Verão	2 horas	12
03	Junho de 2019	Inverno	4 horas	6

4.2.2.3 Processo de amostragem

Para os pontos II e IV foi realizada uma amostragem previamente programada de “n” alíquotas, coletada de hora em hora dia utilizando um amostrador automático, da marca HACH. Cada uma destas amostras foi acondicionada em garrafas plásticas apropriadas que foram transportadas para o laboratório em caixas térmicas, em período inferior a 24 horas evitando deste modo a degradação das amostras.

4.2.2.4 Técnicas Analíticas

As análises físicas e químicas das amostras foram realizadas em duas frentes específicas, sendo as análises laboratoriais de rotina realizadas no laboratório da SANEPAR e as análises complementares foram realizadas no Laboratório de Engenharia Ambiental Professor Francisco Borsari Netto – LABEAM, do Departamento de Hidráulica e Saneamento - DHS, da Universidade Federal do Paraná, no Câmpus Centro Politécnico.

As análises físicas e químicas realizadas para caracterizar o afluente e efluente do filtro biológico percolador foram realizadas em conformidade com o *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (APHA, 2012). Os parâmetros

analisados foram: OD, DQO, Nitrogênio total, Nitrogênio amoniacal, Nitrito, Nitrato e pH, conforme descrito na Tabela 10.

TABELA 10 – METODOLOGIA PARA AVALIAÇÃO DO PROCESSO DE NITRIFICAÇÃO

Parâmetro	Método de Análise
Vazão	Eletromagnético
Temperatura	Potenciométrico
OD	Potenciométrico
pH	Potenciométrico
N-NH ₄ (filtrada) (mgN ₂ L ⁻¹)	Colorimétrico
N-NO ₃ (filtrada) (mgN ₂ L ⁻¹)	Colorimétrico
N-NO ₂ (filtrada) (mgN ₂ L ⁻¹)	Colorimétrico
NT (mgN ₂ L ⁻¹)	Colorimétrico

A descrição dos métodos utilizados foi realizada no decorrer deste capítulo.

4.2.2.4.1 Monitoramento da Vazão Horária—Q_{Hora}

Para a caracterização operacional da variação da vazão de esgoto afluente da ETE ao longo do dia foram disponibilizados o histórico de aproximadamente 90 dias (18/11/2018 a 20/02/2019) de vazão minuto a minuto registrado em um *datalogger*. Este histórico de dados foi compilado em dados médios minuto a minuto utilizando ferramentas computacionais em ambiente Python.

4.2.2.4.2 Sonda Multiparamétrica

Durante as campanhas foram realizadas medições em intervalos regulares nos pontos II III e IV, objetivando monitorar a variação dos seguintes parâmetros:

- Oxigênio dissolvido – OD
- Temperatura – T
- Potencial Hidrogeniônico – pH

4.2.2.4.3 Série do Nitrogênio

❖ Nitrogênio amoniacal – N-NH₄⁺

O método utilizado para quantificar o nitrogênio amoniacal (N-NH₄⁺) foi o Método do Fenato - 4500-NH₃ F do *Standard Methods*, sendo este um composto de intensa coloração azul de indofenol formado através da reação entre o N-NH₃ presente na amostra. A reação ocorre com hipoclorito de sódio e fenol em meio básico, tendo o nitroprussiato de sódio como catalisador da reação (APHA, 2012).

Este método para quantificação de Nitrogênio amoniacal é indicado para amostras de águas de rios e reservatórios uma vez que é aplicável para leitura na faixa de concentração entre 10 e 2000 $\mu\text{g L}^{-1}$. Para concentrações superiores, realiza-se a diluição da amostra. Para amostras de esgotos e efluentes, a curva de calibração deve ser feita com padrões de concentração maiores (até 2000 $\mu\text{g L}^{-1}$).

Desta forma, foram construídas curvas de calibração padrão a partir de diluições conhecidas de solução de indofenol, sendo que cada uma destas diluições representam uma determinada concentração de Nitrogênio amoniacal em mg L^{-1} . Em seguida, a absorbância de cada uma das concentrações teóricas é analisada no espectrofotômetro e, a partir da plotagem das curvas de concentração e absorbância, é possível realizar a determinação da concentração de Nitrogênio amoniacal das amostras.

❖ *Nitrito*

A concentração de Nitrito (N-NO_2^-) é determinada através da formação de um azo corante, de coloração púrpura característica, em faixa de pH entre 2,0 e 2,5, decorrente da complexação entre sulfanilamida, conforme adaptação do Método 4500 – NO_2 do *Standard Methods*.- B (APHA, 2012).

Assim, foram construídas curvas de calibração padrão a partir de diversas diluições conhecidas de solução de sulfanilamida, de forma semelhante às curvas de nitrogênio amoniacal.

❖ *Nitrato*

A concentração de Nitrato (N-NO_3^-) é determinada, quantitativamente, através da redução de todo o nitrato presente na amostra a Nitrito (N-NO_2^-) na presença de grânulos de cádmio (Cd). Posteriormente, o Nitrito (N-NO_2^-) é quantificado segundo o método da sulfanilamida descrito anteriormente, sendo que diferença entre o nitrito obtido antes e após a passagem da amostra pela coluna de cádmio é equivalente à concentração de nitrato da amostra.

❖ *Nitrogênio total*

O método de quantificação do nitrogênio total é a digestão por persulfato de potássio, método 4500 NC do *Standard Methods* (APHA, 2012). A quantificação de Nitrogênio Total ocorre através da oxidação alcalina em autoclave na faixa de temperatura entre 110 a 125 °C, para conversão de todas as formas de nitrogênio presentes a Nitrato (N-NO_3^-) e posterior redução pela coluna de Cd-Cu para detecção na forma de Nitrito (N-NO_2^-) através do método da sulfanilamida descrito anteriormente.

O método para quantificação de NT é aplicável para leitura de concentrações < 2,9 mg/L. Concentrações superiores ao limite podem ser obtidas através da diluição da amostra.

4.2.2.5 Tratamento dos Dados

Os tratamentos dos dados de relativos as análises da série do nitrogênio obedeceram aos mesmos critérios apresentados nos itens 4.2.2.5 no tratamento dos dados de matéria orgânica carbonácea.

4.2.3 Estimativa dos valores de decaimento “k”

O objetivo deste tópico é a determinação a velocidade de degradação biológica de um substrato ‘S’ através da aplicação das equações de decaimento de descritas no item 3.6.

O presente estudo ajustou os resultados de vazão e do diferencial de concentração de montante e jusante para simular reatores de mistura completa e de fluxo pistão, seja considerando reações de ordem zero, de 1º e 2º ordem.

Para simular um comportamento hidráulico e a ordem da reação as equações apresentadas no item 3.6 foram linearizadas, conforme apresentado no Tabela 11, de forma que o coeficiente angular da reta ajustada sobre os pontos resultantes seja a velocidade de degradação biológica apresentada em cada unidade.

TABELA 11 – METODOLOGIA EXPERIMENTAL ADOTADA

Regime Hidráulico	Ordem da Reação	Equação	Abscissa	Ordenada
Ordem Zero	Fluxo Pistão e Mistura Completa	$S = S_o - k \cdot t$	$S - S_o$	$t = V/Q$
1º Ordem	Mistura Completa	$S = S_o \cdot [1 + k \cdot t]^{-1}$	$\frac{S - S_o}{S_o}$	$t = V/Q$
	Fluxo Pistão	$S = S_o \cdot e^{-kt}$	$\ln\left(\frac{S}{S_o}\right)$	$t = V/Q$
2º Ordem	Mistura Completa	$k \cdot S^2 \cdot t + S = S_o$	$\frac{S_o - S}{S^2}$	$t = V/Q$
	Fluxo Pistão	$S = S_o \cdot [1 + k \cdot S_o \cdot t]^{-1}$	$\frac{S_o - S}{S_o \times S}$	$t = V/Q$

As curvas ajustadas foram comparadas conforme sua adequação aos pontos resultantes das coletas para que desta forma possa ser possível verificar qual o comportamento que melhor se adequa às unidades de tratamento estudadas.

O ajuste das curvas foi realizado utilizando-se todos os dados coletados no período de estudo. Contudo, também foram ajustadas as curvas de períodos diferenciados de tempo ao longo de 2018, visando verificar a interferência de elementos como temperatura e vazão. Os períodos estudados foram:

- Período Total (todos os dados);
- Períodos Mensais (dados divididos mês a mês);
- Períodos sazonais (dados divididos por estação do ano):
 - Verão: Meses 01, 02 e 03;
 - Outono: Meses 04, 05 e 06;
 - Inverno: Meses 07, 08 e 09;
 - Primavera: Meses 10, 11 e 12;
- Períodos de chuva;
- Períodos sem chuva.

Destaca-se que esta mesma metodologia foi utilizada tanto para os reatores anaeróbio tipo RALF, como para os FBP, objetivando verificar a velocidade de degradação da matéria orgânica biodegradável.

Esta metodologia também foi utilizada para avaliar as alterações no processo de nitrificação do efluente, contudo foi ajustado cada conjunto de curvas para cada uma das campanhas de monitoramento.

5 RESULTADOS

5.1 AVALIAÇÃO DE DESEMPENHO DA ETE LAPA NO TRATAMENTO DA MATÉRIA ORGÂNICA CARBONÁCEA

5.1.1 Condições operacionais.

No interior da ETE há uma estação elevatória com a função de recalcar os esgotos que chegam em tubulações muito profundas. Como consequência há uma regularização das vazões a montante da ETE, ou seja, os picos de vazão máxima e mínima são suavizados.

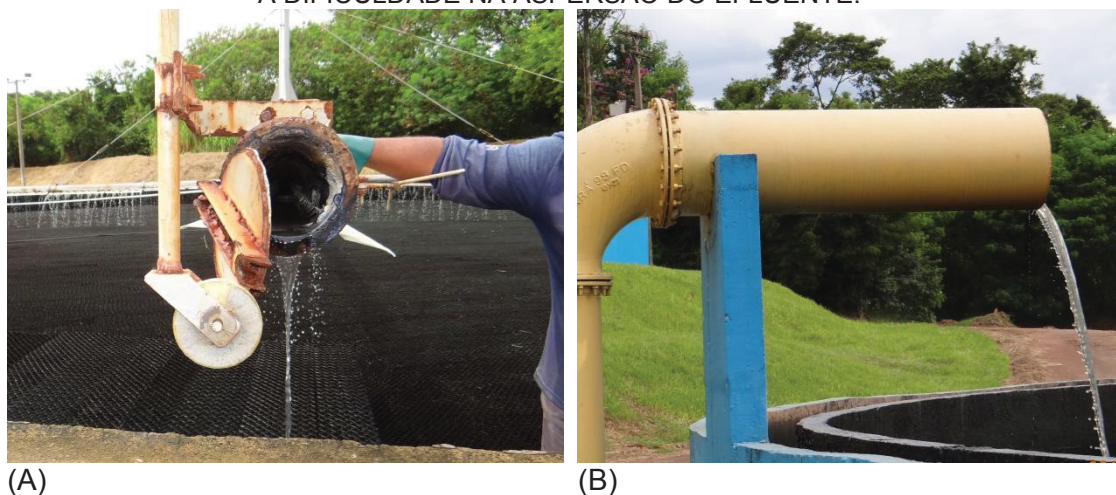
Outra consequência da existência da estação elevatória é a redução dos sólidos que são encaminhados ao sistema de entrada da ETE, uma vez que para a correta operação destes sistemas de bombeamento é necessária uma remoção prévia dos materiais abrasivos e de sólidos grosseiros. Deste modo, o sistema de entrada da ETE tem a função de refinar o efluente a ser tratado reduzindo ainda mais a concentração de sólidos grosseiros e de material inerte.

Isto posto, os reatores anaeróbios operam de forma adequada, visto que: (i) não foram relatados problemas devido aos separadores trifásicos, sendo que os queimadores de biogás operam continuamente durante o dia; (ii) a remoção de espuma ocorre regularmente, contudo, foi relatada bastante dificuldade na remoção da espuma devido ao fato do reator ser fechado; (iii) o descarte de lodo é realizado semanalmente, objetivando manter o manto de lodo baixo evitando a perda de sólidos junto ao efluente tratado; e (iv) na canaleta de saída foi constatada a presença de espuma, com o efluente apresentando aspecto bastante clarificado.

O efluente do reator anaeróbio é então encaminhado a uma estação elevatória intermediária. Nesta unidade ocorre o cascadeamento do efluente anaeróbio, o que gerava problemas de maus odores, assim, para evitar inconveniente à vizinhança foi instalado um filtro que succiona os gases gerados no interior do poço da estação elevatória. Esta unidade de bombeamento, assim como a anterior, também funciona como uma barreira para que qualquer material que possa ter escapado do reator anaeróbio não siga para os filtros percoladores e a carga hidráulica destinada aos mesmos mantenha-se relativamente constante.

A distribuição do afluente no leito filtrante ocorre utilizando-se de braços rotativos com a função de distribuir uniformemente o afluente por todo o meio filtrante. A rotação dos braços é impulsionada pela carga hidráulica e a distribuição é realizada por bicos aspersores instalados ao longo de cada um dos braços rotativos. Diferente de outras estações de tratamento que adotam a mesma matriz de tratamento, a distribuição de efluente é contínua e dificilmente ocorre a obstrução dos aspersores ao longo do braço rotativo, como a observada na Figura 16.

FIGURA 16 — FILTRO BIOLÓGICO PERCOLADOR PROBLEMÁTICO (A) BRAÇO ROTATIVO DETERIORADO COM ASPERSORES OBSTRUÍDOS; (B) EXTRAVASO OPERANDO DEVIDO À DIFICULDADE NA ASPERSÃO DO EFLUENTE.



Nos filtros biológicos percoladores foram constatadas poucas zonas secas, principalmente próximo às bordas, porém, não foi avistada formação de superfícies alagadas junto ao meio filtrante, o que caracteriza uma distribuição adequada do efluente sem que ocorra a colmatação do meio suporte. Nas canaletas de drenagem foi possível visualizar a formação de saponificação junto ao efluente final, contudo a espuma fica contida na canaleta uma vez que a saída do efluente final ocorre em uma caixa afogada.

Os decantadores secundários clarificam totalmente o efluente encaminhando-o em seguida para um conjunto de comportas que destinam o efluente final para o lançamento. Quando há uma redução da vazão do afluente da ETE, normalmente de madrugada, há uma comporta que encaminha parte do efluente final para a elevatória intermediária que alimenta os filtros percoladores.

Destaca-se que Monteiro (2019) caracterizou o lodo do decantador secundário da ETE Lapa como estável apresentando a razão entre sólidos voláteis e sólidos totais

de 0,59, corroborando a atual operação da ETE que encaminha o mesmo diretamente para o desagüe.

5.1.2 Desempenho da ETE - Parâmetros Avaliados

Para o objetivo inicial deste estudo foram utilizados dados do monitoramento da SANEPAR para avaliar a capacidade da ETE LAPA no tratamento da matéria orgânica carbonácea (carbono orgânico). Para tanto, foram avaliados os seguintes parâmetros:

- Vazão – Q;
- Temperatura do Efluente – T;
- Demanda Bioquímica de Oxigênio – DBO;
- Demanda Química de Oxigênio – DQO;
- Sólidos Suspensos Totais – SST;
- Sólidos Sedimentáveis – SSed;
- Alcalinidade; e
- Potencial Hidrogênionico – pH.

Estes dados foram tabulados e apresentados nos **Apêndices 8.1 a 8.4** do presente estudo, porém, para facilitar a visualização dos mesmos no seguimento deste capítulo são apresentadas as estatísticas das séries de dados de cada um dos parâmetros supracitados.

5.1.2.1 Vazão – Q

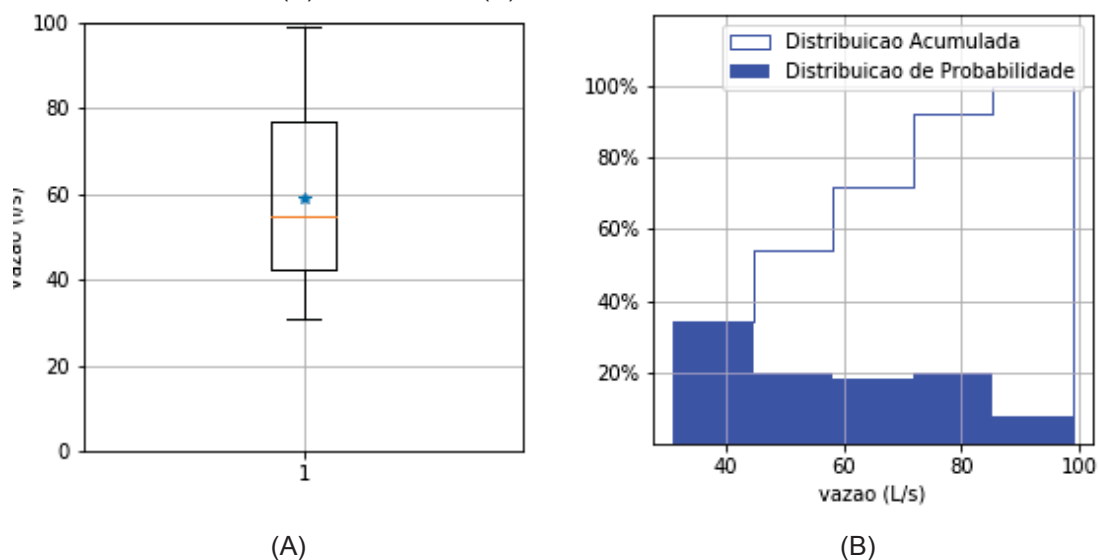
No ano de 2018 foram computados 50 dados de vazão, estes dados após compilados apresentaram a seguinte distribuição:

TABELA 12 – DISTRIBUIÇÃO DOS DADOS DE VAZÃO OBSERVADOS NA ETE LAPA (L/S)

Número de Amostras:	50	Mediana:	54,5
Média:	58,7	Desvio Padrão:	19,0
Máximo:	99,0	Mínimo:	31,0

A distribuição dos dados de vazão de operação pode ser melhor observada nos gráficos da figura 17.

FIGURA 17 — DISTRIBUIÇÃO DOS DADOS DE VAZÃO DA ETE LAPA AO LONGO DE 2018
(A) BOXPLOT E (B) HISTOGRAMA DOS DADOS



Conforme observado no gráfico *boxplot* os dados de vazão se distribuem entre 31 e 99 L/s, sem apresentar *outliers*. O histograma apresenta mais de 40% das amostras com menos de 49 L/s e menos de 5% ultrapassando 85 L/s.

De forma análoga é possível estimar a taxa de aplicação hidráulica (superficial) dos FBP e dos Decantadores Secundários, conforme observado na Tabela 13.

TABELA 13 – TAXAS DE APLICAÇÃO HIDRÁULICA OBSERVADAS EM 2018

Unidade	Parâmetro	Valor
Reator Anaeróbio	Tempo de detenção hidráulica (horas)	11,35 h
	Velocidade de Ascensão (m/s)	1,4 cm/min.
Filtro Biológico Percolador	Taxa de Aplicação hidráulica superficial	3,3 m ³ /m ² .dia
	Taxa de Aplicação sobre o biofilme ¹	0,03 m ³ /m ² .dia
Decantador Secundário	Taxa de Aplicação hidráulica superficial	8,1 m ³ /m ² .dia

NOTA: ¹ Área específica adotada de 70 m²/m³.

Com base na vazão média observada é possível verificar que no ano de 2018 os reatores anaeróbios, tipo RALF, operaram com um tempo de detenção de 11h21 variando entre 8h34, considerando a vazão de 77,8 L/s (vazão média somada com desvio padrão), e 16h47, considerando a vazão de 39,7 L/s (vazão média subtraindo o desvio padrão).

5.1.2.2 Temperatura – T

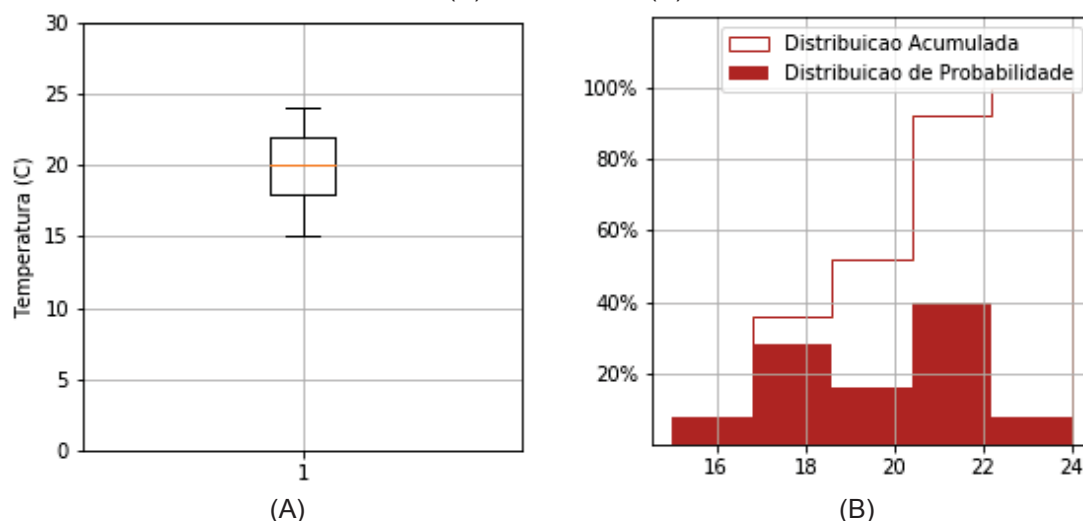
No ano de 2018 foram computados 50 dados de temperatura, estes dados após compilados apresentaram a seguinte distribuição:

TABELA 14 – DISTRIBUIÇÃO DOS DADOS DE TEMPERATURA OBSERVADA (°C)

Número de Amostras:	50	Mediana:	20
Média:	20	Desvio Padrão:	2,2
Máxima:	24	Mínima:	15

A distribuição dos dados de temperatura de operação pode ser melhor observada nos gráficos da figura 18.

FIGURA 18 — DISTRIBUIÇÃO DOS DADOS DE TEMPERATURA DO AFLUENTE DA ETE LAPA AO LONGO DE 2018 (A) BOXPLOT E (B) HISTOGRAMA DOS DADOS



Os dados de temperatura observada distribuem-se entre 15 e 24°C, sem apresentar *outliers*. O histograma apresenta 38% das amostras com menos de 19°C e menos de 5% ultrapassando 23°C.

5.1.2.3 Demanda Bioquímica de Oxigênio – DBO

A qualidade das águas residuárias é determinada através de medidas indiretas de matéria orgânica, como a Demanda Bioquímica de Oxigênio – DBO e Demanda Química de Oxigênio – DQO. Desta forma, foram computados 145 dados de DBO, estes dados após compilados apresentaram a distribuição descrita na Tabela 15.

TABELA 15 – DISTRIBUIÇÃO DOS DADOS DE DBO

	Ponto I	Ponto II	Ponto IV
Tipo do Efluente	Esgoto Bruto	Efluente do RALF	Efluente Final
Número de Amostras:	50	45	50
Média (mg/L):	292,7	83,8	22,1
Mediana (mg/L):	304	85	19,0
Desvio Padrão (mg/L):	149,5	37,2	10,7
Máximo (mg/L):	640,0	200,0	60,0
Mínimo (mg/L):	42,0	24	9,0

Com base nos dados observados é possível verificar que, no ano de 2018, o afluente bruto apresentou uma grande variabilidade, com um desvio padrão de 150 mg/L, porém, menos de 5% dos dados são superiores a 600 mg/L.

Para o efluente dos Reatores Anaeróbios foi constatado que aproximadamente 45% das amostras possuíam entre 60 e 120 mg/L, e 60% das amostras do efluente final apresenta DBO com menos de 20 mg/L.

Assim, com base nos dados médios de vazão e DBO é possível verificar que no ano de 2018 as taxas de aplicação volumétrica de DBO nas unidades de tratamento analisadas ocorreram conforme apresentado na Tabela 16.

A distribuição dos dados de DBO pode ser melhor observada nos gráficos da Figura 19.

FIGURA 19 — DISTRIBUIÇÃO DOS DADOS DE DBO DA ETE LAPA AO LONGO DE 2018 (A) GRÁFICOS BOXPLOT; (B) HISTOGRAMA DE DADOS DO PONTO I; (C) HISTOGRAMA DE DADOS DO PONTO II; E (D) HISTOGRAMA DE DADOS DO PONTO IV.

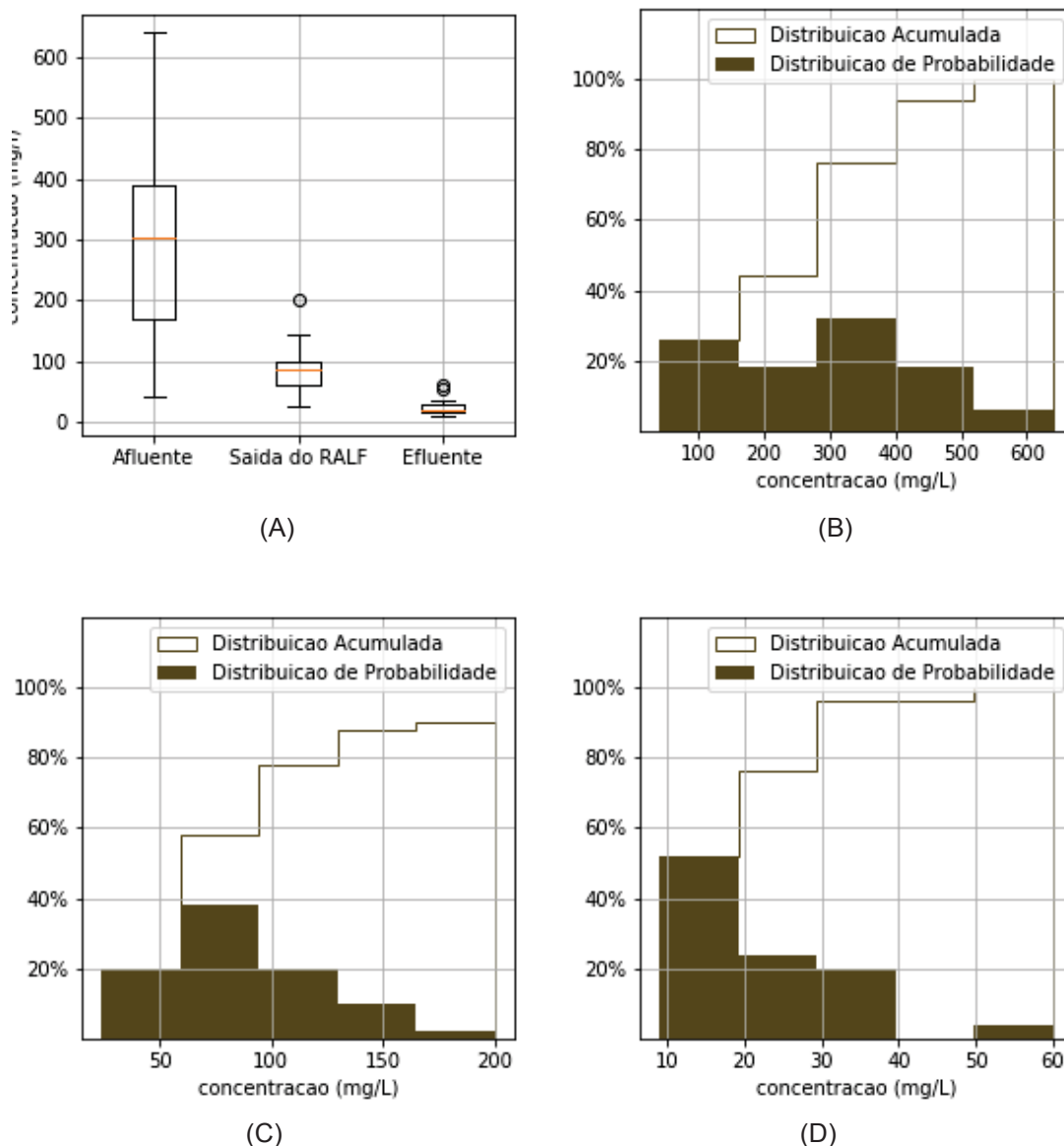


TABELA 16 – TAXAS DE APLICAÇÃO VOLUMÉTRICA OBSERVADAS EM 2018

Unidade	Parâmetro	Valor
RALF	Taxa de aplicação volumétrica (kgDBO/m ³ .dia)	0,62
Filtro Biológico Percolador	Taxa de aplicação volumétrica (kgDBO/m ³ .dia)	0,15
	Taxa de aplicação volumétrica sobre o biofilme ¹ (gDBO/m ² .dia)	2,11

NOTA: ¹ Área específica adotada de 70 m²/m³.

5.1.2.4 Demanda Química de Oxigênio – DQO

Para as análises da DQO foram computados 149 dados, que após compilados apresentaram a seguinte distribuição:

TABELA 17 – DISTRIBUIÇÃO DOS DADOS DE DQO

	Ponto I	Ponto II	Ponto IV
Tipo do Efluente	Esgoto Bruto	Efluente do RALF	Efluente Final
Número de Amostras:	50	49	50
Média (mg/L):	564,9	206,6	83,0
Mediana (mg/L):	574,0	208,0	78,0
Desvio Padrão (mg/L):	288,3	81,7	34,1
Máximo (mg/L):	1.270,0	520,0	162,0
Mínimo (mg/L):	106,0	57,0	30,0

Com base nos dados de DQO é possível verificar que no ano de 2018 o afluente bruto apresentou uma grande variabilidade com número de resultados uniformemente distribuídos entre 100 a 800 mg/L, o efluente dos Reatores Anaeróbios apresenta aproximadamente 50% das amostras entre 150 e 250 mg/L, e o efluente final apresenta aproximadamente 80% das amostras com DBO inferior a 100 mg/L.

Assim, com base nos dados médios de vazão e DQO é possível verificar que no ano de 2018 as taxas de aplicação volumétrica de DQO nas unidades de tratamento analisadas ocorreram conforme apresentado na Tabela 18.

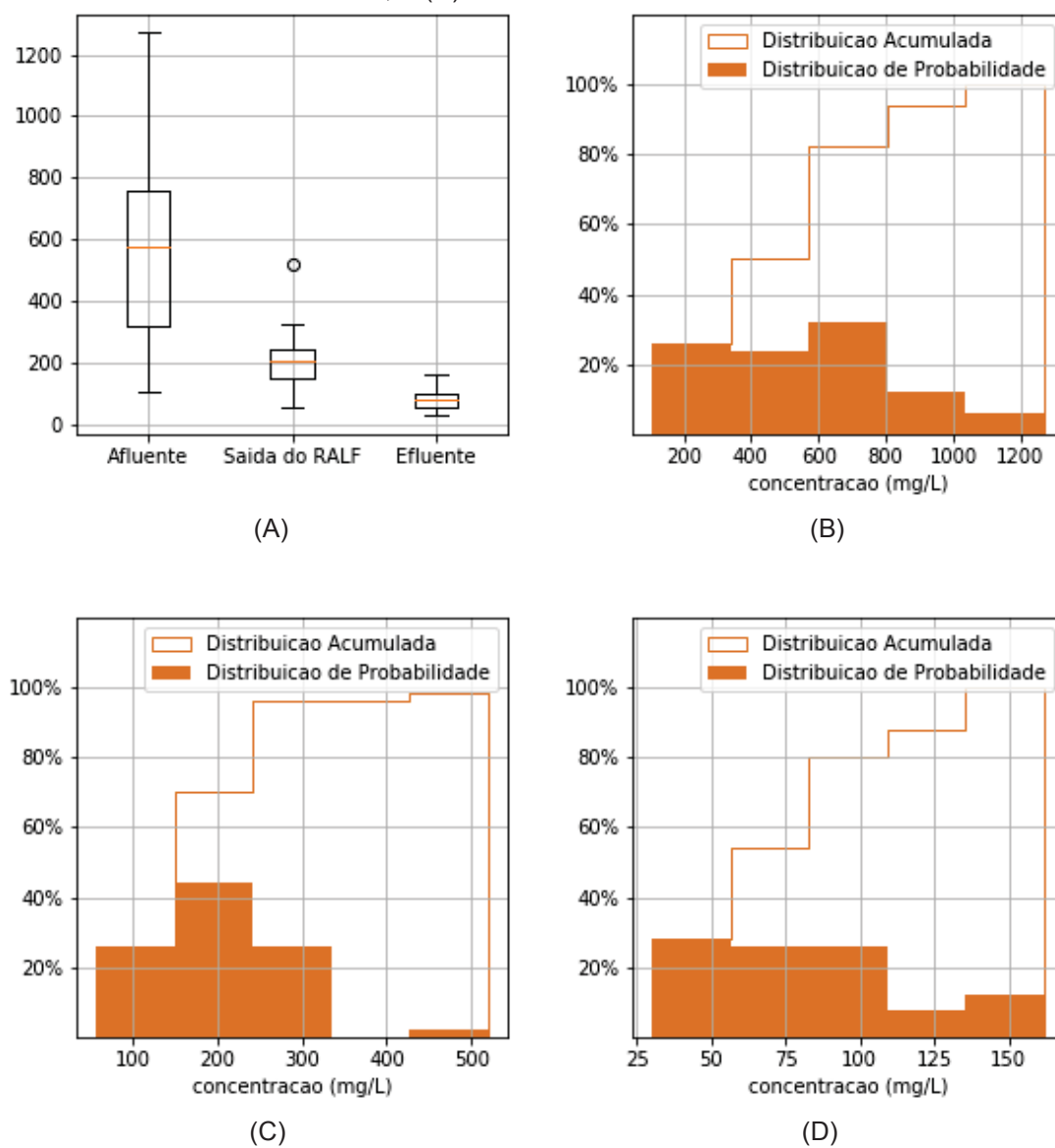
TABELA 18 – TAXAS DE APLICAÇÃO VOLUMÉTRICA OBSERVADAS EM 2018

Unidade	Parâmetro	Valor
RALF	Taxa de aplicação volumétrica (kg DQO/m ³ .dia)	1,19
Filtro Biológico Percolador	Taxa de aplicação volumétrica (kg DQO/m ³ .dia)	0,37
	Taxa de aplicação volumétrica sobre o bio-filme ¹ (gDQO/m ² .dia)	5,25

NOTA: ¹ Área específica adotada de 70 m²/m³.

A distribuição dos dados de DQO de operação pode ser melhor observada nos gráficos da Figura 20.

FIGURA 20 — DISTRIBUIÇÃO DOS DADOS DE DQO DA ETE LAPA AO LONGO DE 2018 (A) GRÁFICOS BOXPLOT; (B) HISTOGRAMA DE DADOS DO PONTO I; (C) HISTOGRAMA DE DADOS DO PONTO II; E (D) HISTOGRAMA DE DADOS DO PONTO IV.



5.1.2.5 Sólidos Suspensos Totais – SST

Para análises da SST foram computados 150 dados, os quais após compilados apresentaram a distribuição descrita na Tabela 19.

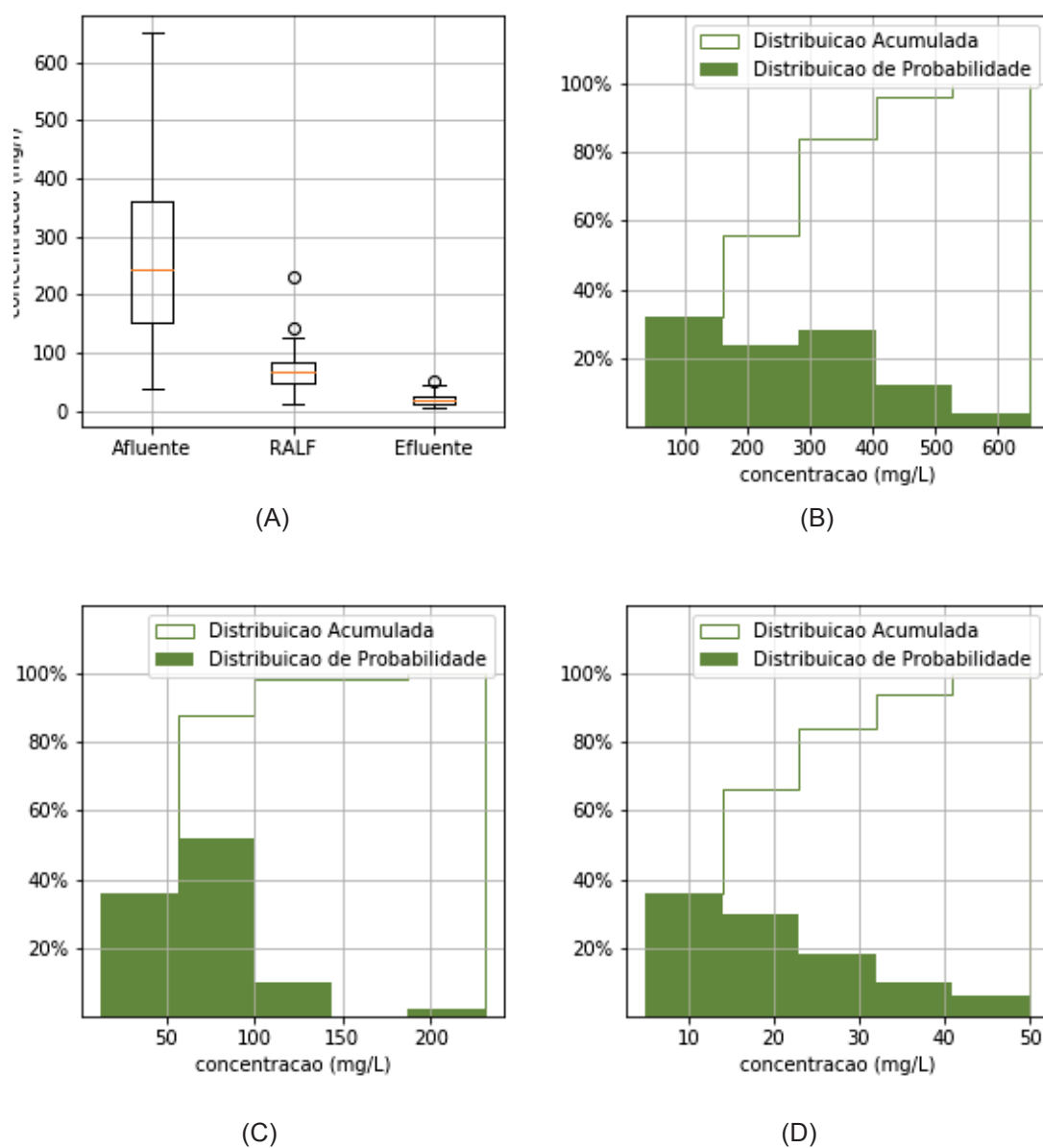
TABELA 19 – DISTRIBUIÇÃO DOS DADOS DE SST

	Ponto I	Ponto II	Ponto IV
Tipo do Efluente	Esgoto Bruto	Efluente do RALF	Efluente Final
Número de Amostras:	50	50	50
Média (mg/L):	263,7	72,1	20,0
Mediana (mg/L):	243,5	67,5	18,0
Desvio Padrão (mg/L):	144,7	35,1	10,9
Máximo (mg/L):	650,0	231,0	50
Mínimo (mg/L):	38,0	13,0	5

Com base nos dados de SST é possível verificar que no ano de 2018 o afluente bruto apresentou uma grande variabilidade com número de resultados uniformemente distribuídos entre 50 a 400 mg/L. A distribuição dos dados de vazão de operação pode ser melhor observada nos gráficos da Figura 21.

Para o efluente dos Reatores Anaeróbios foi constatado que aproximadamente 80% das amostras continham menos de 100 mg/L, e aproximadamente 70% das amostras do efluente final apresenta SST com menos de 20 mg/L.

FIGURA 21 — DISTRIBUIÇÃO DOS DADOS DE SST DA ETE LAPA AO LONGO DE 2018 (A) GRÁFICOS BOXPLOT; (B) HISTOGRAMA DE DADOS DO PONTO I; (C) HISTOGRAMA DE DADOS DO PONTO II; E (D) HISTOGRAMA DE DADOS DO PONTO IV.



Assim, com base nos dados médios de SST foi possível verificar no ano de 2018 que a eficiência das unidades de tratamento na remoção de SST ocorreu conforme descrito na Tabela 20.

TABELA 20 – REMOÇÃO DE SST OBSERVADA EM 2018

Unidade	Parâmetro	Valor
RALF	Eficiência na remoção	72,66 %
FBP	Eficiência na remoção	72,26 %

5.1.2.1 Alcalinidade

Para a análise da Alcalinidade foram computados 150 dados, que após compilados apresentaram a distribuição descrita na Tabela 21.

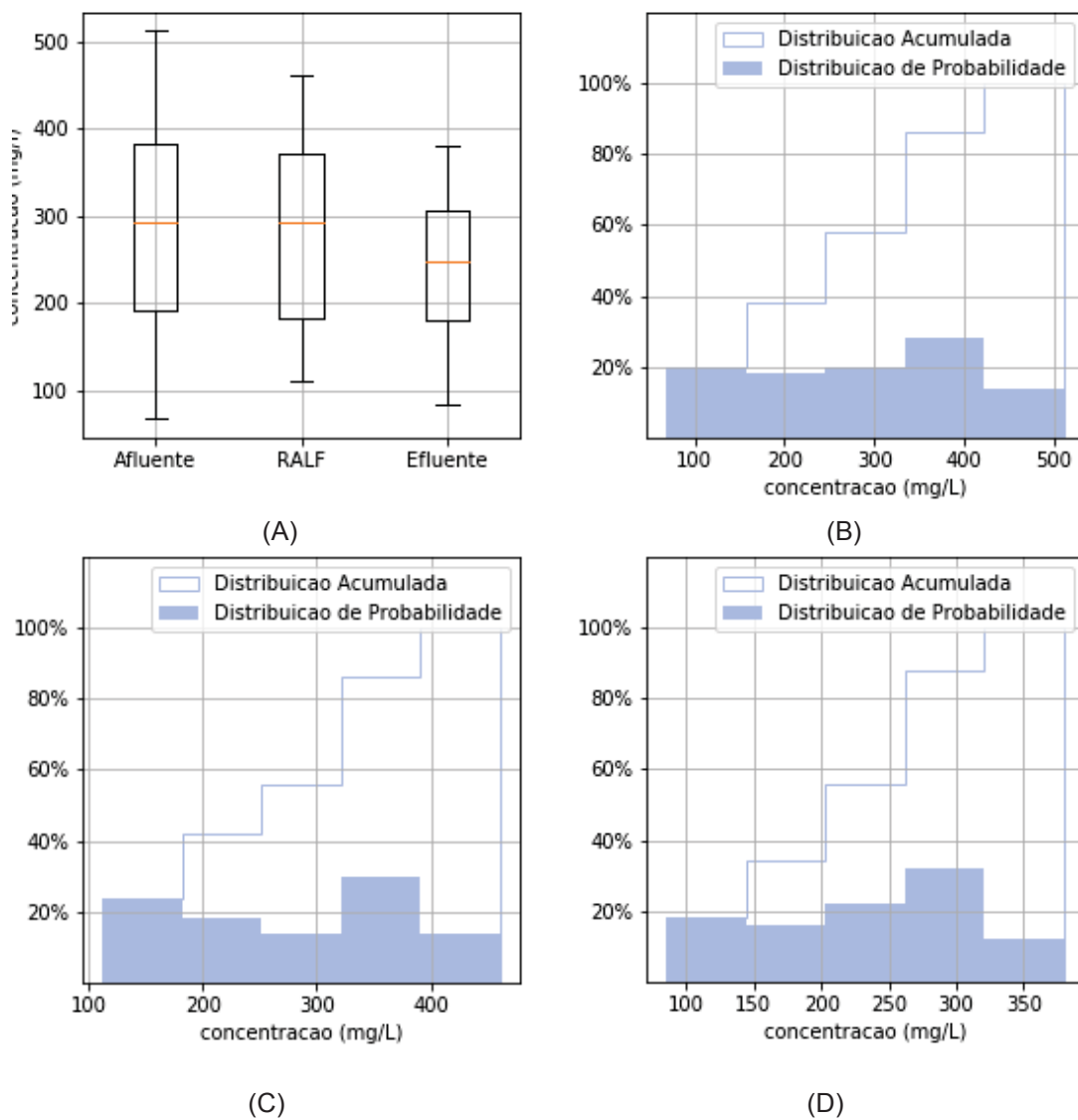
TABELA 21 – DISTRIBUIÇÃO DOS DADOS DE ALCALINIDADE

	Ponto I	Ponto II	Ponto IV
Tipo do Efluente	Esgoto Bruto	Efluente do RALF	Efluente Final
Número de Amostras:	50	50	50
Média (mg/L):	287,8	278,8	236,2
Mediana (mg/L):	293,5	292,0	248,5
Desvio Padrão (mg/L):	119,6	105,7	78,2

Com base nos dados de alcalinidade é possível verificar que no ano de 2018 os resultados apresentaram uma grande variabilidade com resultados uniformemente distribuídos entre 100 e 400 mg/L.

A distribuição dos dados de alcalinidade de operação pode ser melhor observada nos gráficos da Figura 22.

FIGURA 22 — DISTRIBUIÇÃO DOS DADOS DE ALCALINIDADE DA ETE LAPA AO LONGO DE 2018 (A) GRÁFICOS BOXPLOT; (B) HISTOGRAMA DE DADOS DO PONTO I; (C) HISTOGRAMA DE DADOS DO PONTO II; E (D) HISTOGRAMA DE DADOS DO PONTO IV.



5.1.2.1 Potencial Hidrogeniônico – pH

Para análises do pH foram computados 150 dados, que após compilados apresentaram a distribuição apresentada na Tabela 22:

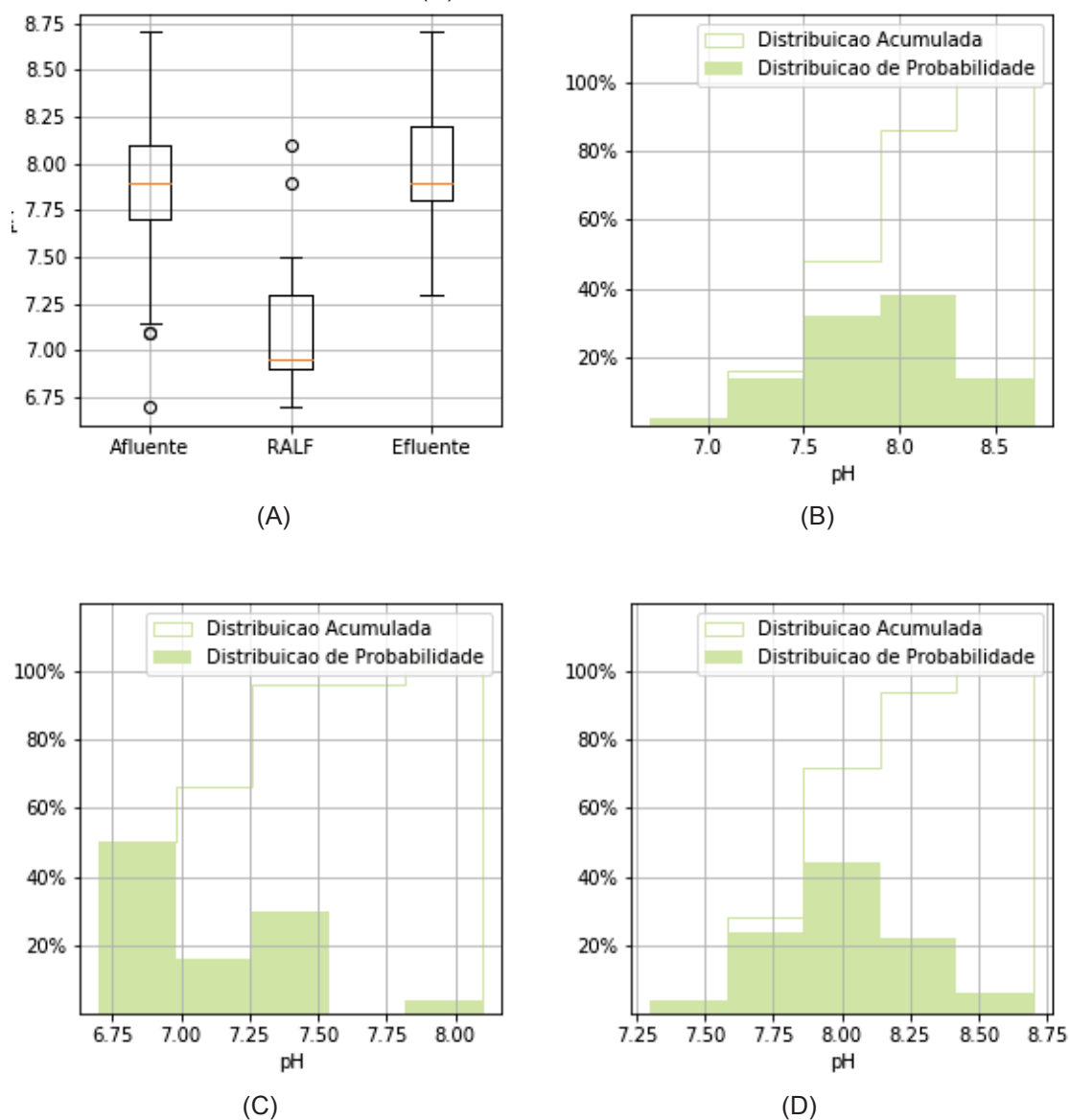
TABELA 22 – DISTRIBUIÇÃO DOS DADOS DE pH

	Ponto I	Ponto II	Ponto IV
Tipo do Efluente	Esgoto Bruto	Efluente do RALF	Efluente Final
Número de Amostras:	50	50	50
Média (mg/L):	7,9	7,1	8,0
Mediana (mg/L):	7,9	6,9	7,9
Desvio Padrão (mg/L):	0,4	0,3	0,3

Com base nos dados de pH é possível verificar que no ano de 2018 os resultados apresentaram uma variabilidade bastante reduzida com resultados variando sempre entre 6,5 e 8,5, com índices mais alcalinos no esgoto bruto e no efluente final, e um perfil mais ácido na saída do reator anaeróbio.

A distribuição dos dados de alcalinidade de operação pode ser melhor observada nos gráficos da Figura 23.

FIGURA 23 — DISTRIBUIÇÃO DOS DADOS DE PH DA ETE LAPA AO LONGO DE 2018 (A) GRÁFICOS BOXPLOT; (B) HISTOGRAMA DE DADOS DO PONTO I; (C) HISTOGRAMA DE DADOS DO PONTO II; E (D) HISTOGRAMA DE DADOS DO PONTO IV.



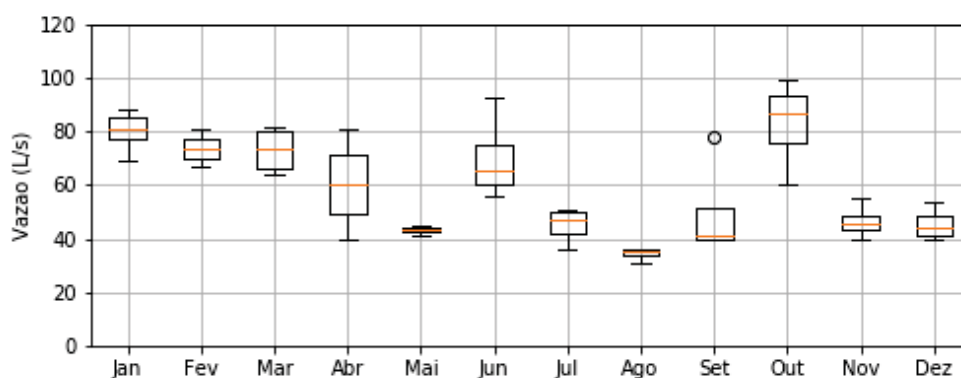
5.1.3 Variabilidade dos Parâmetros Mês a Mês

Ao longo do ano de 2018 houve uma grande variação climatológica, conforme pode ser observado no item 4.2.1.4.2 na figura relativa à variação de temperatura do ar ao longo do ano em questão. Deste modo, há a necessidade de avaliar a eficiência da estação de tratamento mês a mês.

5.1.3.1 Vazão – Q

A grade variabilidade dos dados de vazão também pode ser observada quando verificados os valores medidos mês a mês. Com isso, constatou-se que nos meses de verão (Janeiro, Fevereiro e Março) a ETE apresentou uma vazão elevada, na ordem de 75 L/s, enquanto nos meses de inverno (Julho, Agosto e Setembro) as vazões observadas foram bastante reduzidas, na ordem de 40 L/s, como pode ser verificado nos gráficos da Figura 24.

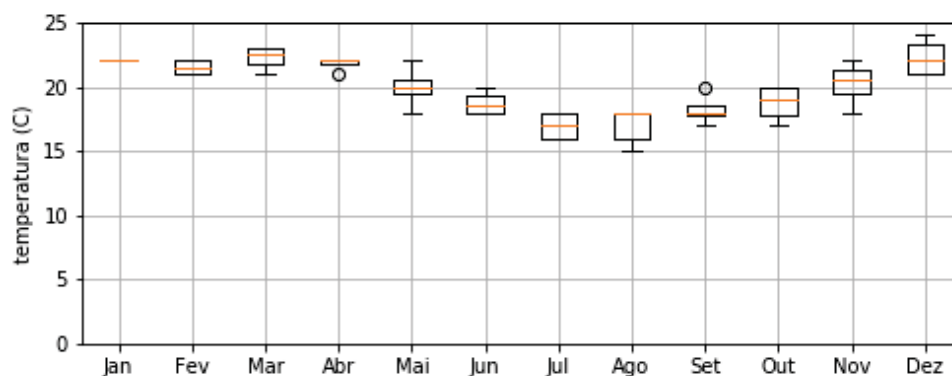
FIGURA 24 —VAZÃO AFLUENTE DA ETE LAPA MÊS A MÊS AO LONGO DE 2018



5.1.3.2 Temperatura – T

A variabilidade dos dados de temperatura também pode ser observada quando verificados os valores medidos mês a mês. Com isso constatou-se que nos meses de verão (Janeiro, Fevereiro e Março) a ETE apresentou temperatura de efluentes mais elevada, na ordem de 22° C, enquanto nos meses de inverno (Julho, Agosto e Setembro) as temperaturas foram mais amenas, na ordem de 18°C, como pode ser verificado na Figura 25.

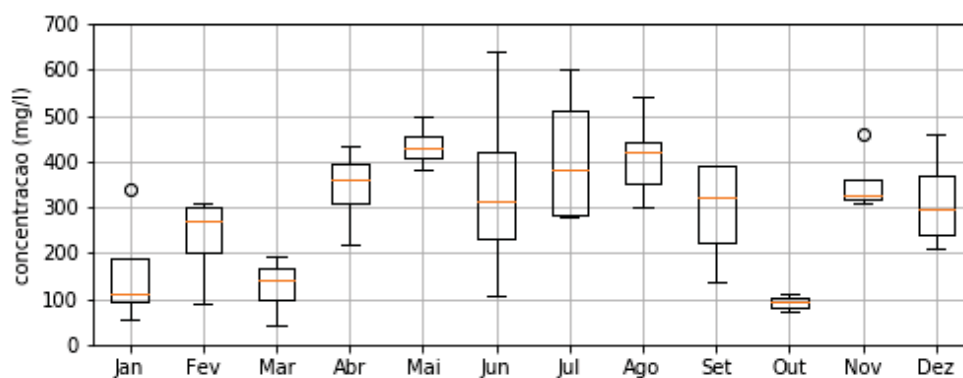
FIGURA 25 — TEMPERATURA AFLUENTE DA ETE LAPA MÊS A MÊS AO LONGO DE 2018



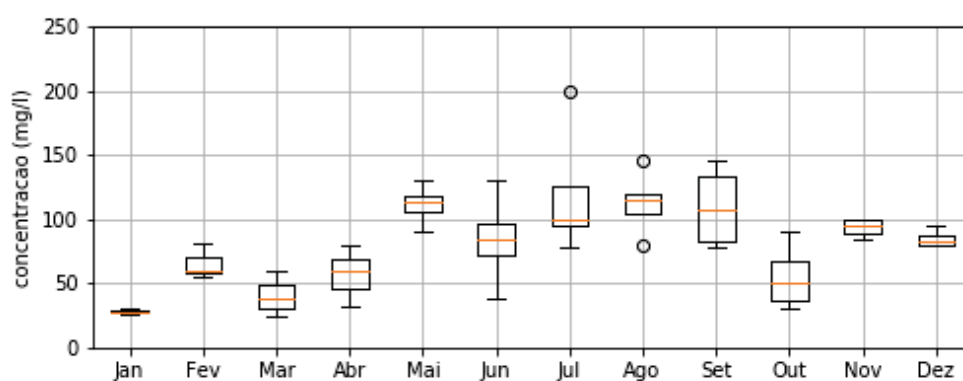
5.1.3.3 Demanda Bioquímica de Oxigênio – DBO

De forma análoga aos parâmetros de vazão e temperatura, é possível verificar a variação da DBO mês a mês ao longo do ano de 2018, conforme gráficos da Figura 26.

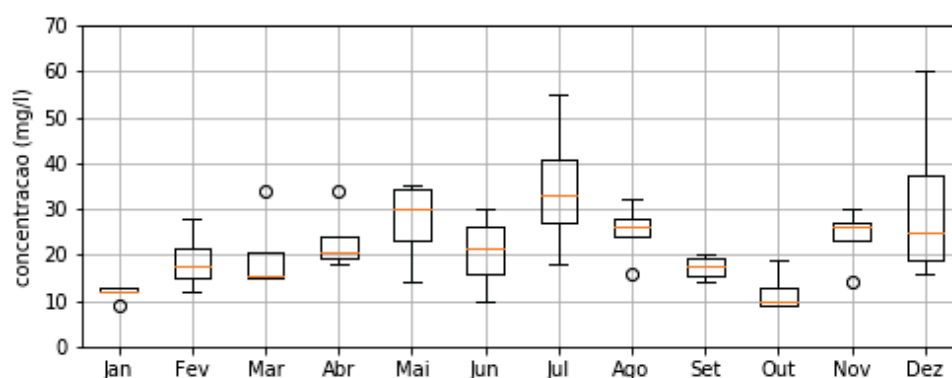
FIGURA 26 — DISTRIBUIÇÃO DOS DADOS DE DBO DA ETE LAPA MÊS A MÊS AO LONGO DE 2018 (A) DADOS DO PONTO I; (B) DADOS DO PONTO II; (C) DADOS DO PONTO IV; E (D) COMPARAÇÃO ENTRE OS DADOS COLETADOS.



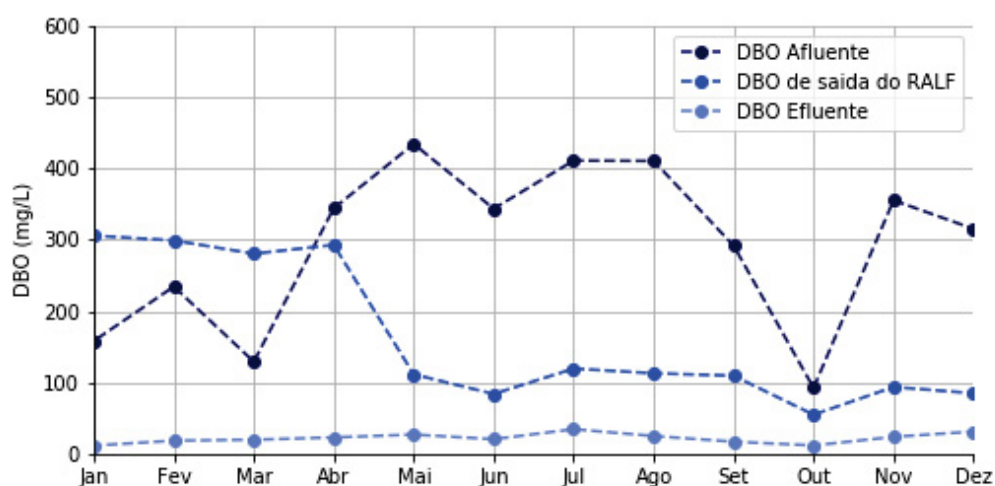
(A)



(B)



(C)



(D)

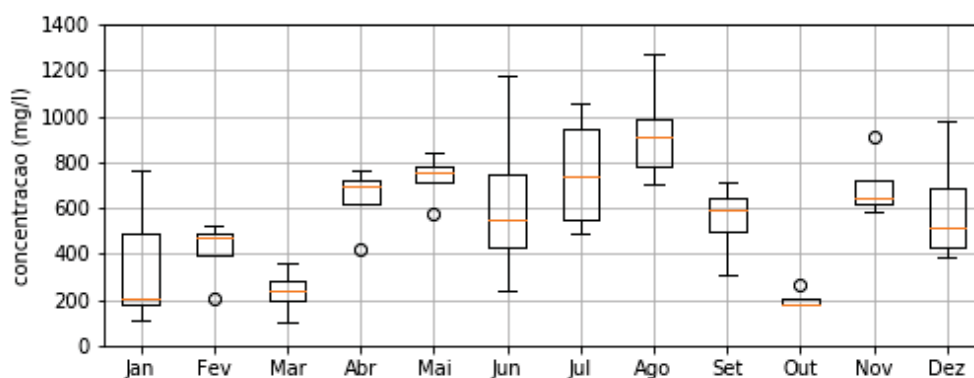
Os resultados observados apresentaram uma grande variabilidade, principalmente nos meses de Junho e Julho, onde também pode-se observar valores de DBO mais elevados do que no restante do ano.

Destaca-se que a variabilidade dos dados de entrada é bastante superior que na saída dos reatores, aproximadamente 3 vezes, esse fato ocorre tanto no RALF quanto no FBP.

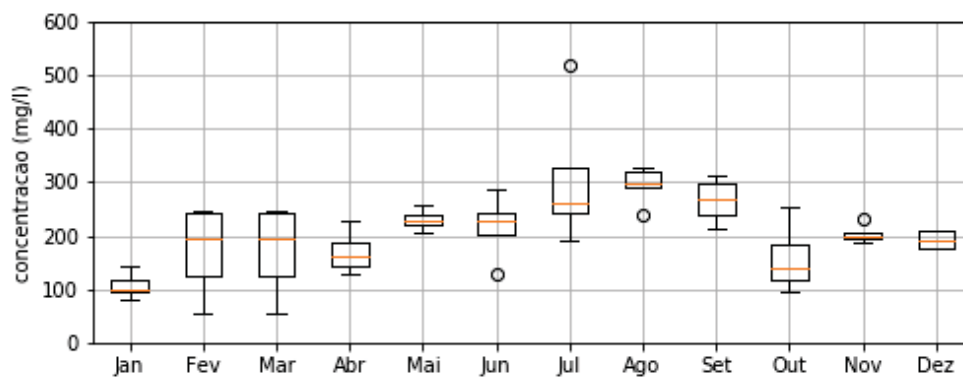
5.1.3.1 Demanda Química de Oxigênio – DQO

A DQO apresenta um comportamento muito similar ao da DBO, principalmente nas análises do Ponto I, a montante do tratamento biológico. A variação da DQO mês a mês ao longo de 2018 pode ser observada na Figura 27.

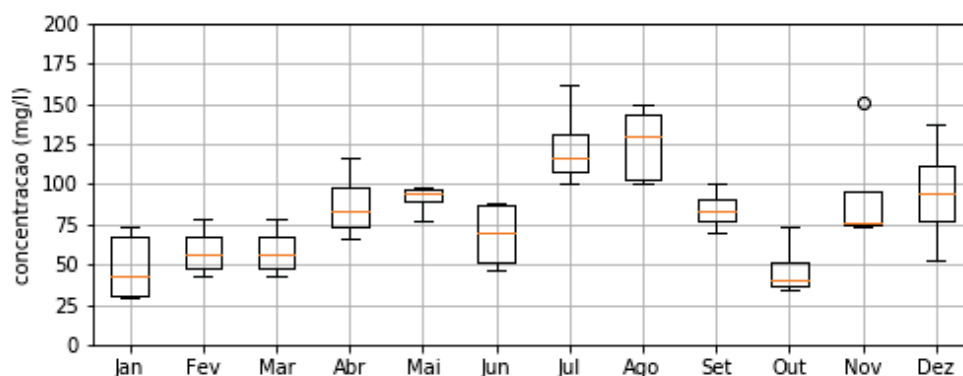
FIGURA 27 — DISTRIBUIÇÃO DOS DADOS DE DBO DA ETE LAPA MÊS A MÊS AO LONGO DE 2018 (A) DADOS DO PONTO I; (B) DADOS DO PONTO II; (C) DADOS DO PONTO IV; E (D) COMPARAÇÃO ENTRE OS DADOS COLETADOS.



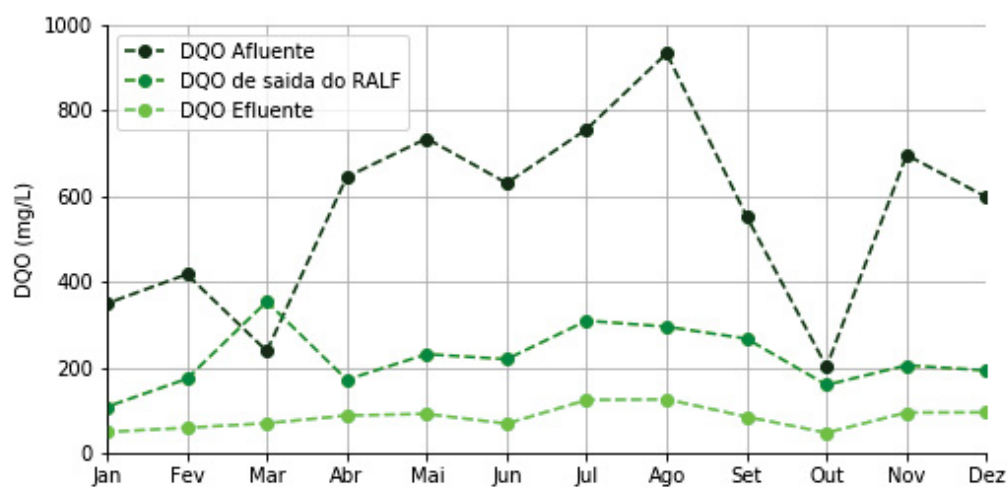
(A)



(B)



(C)

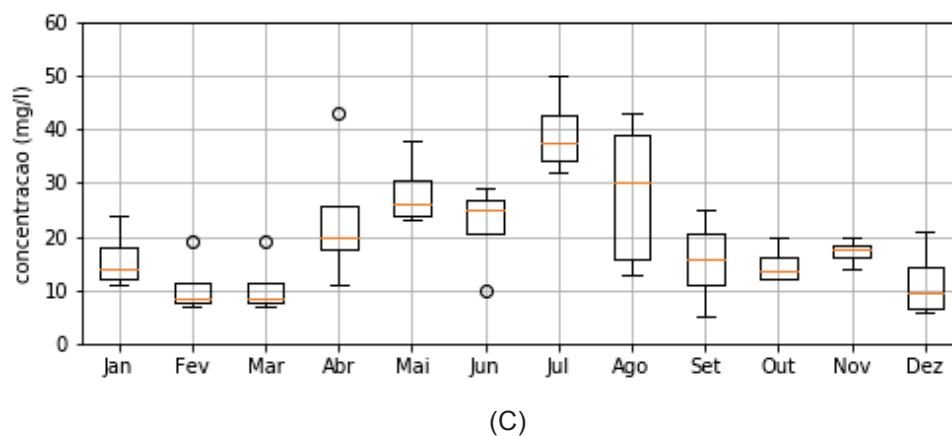
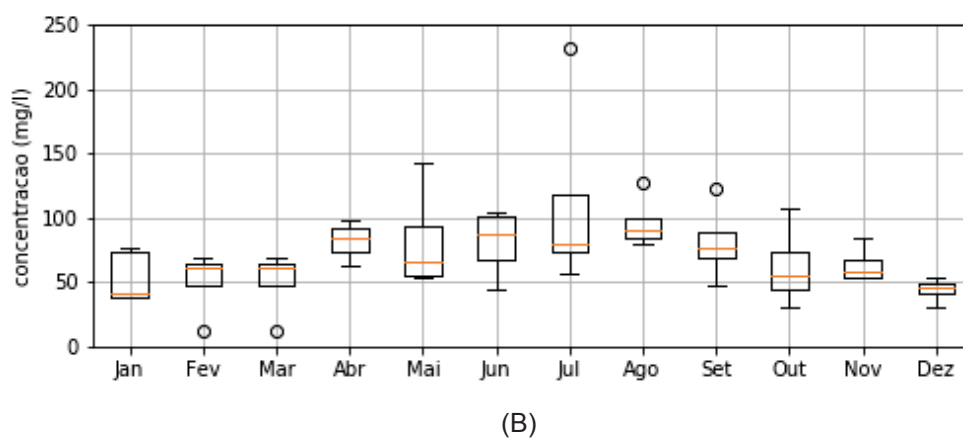
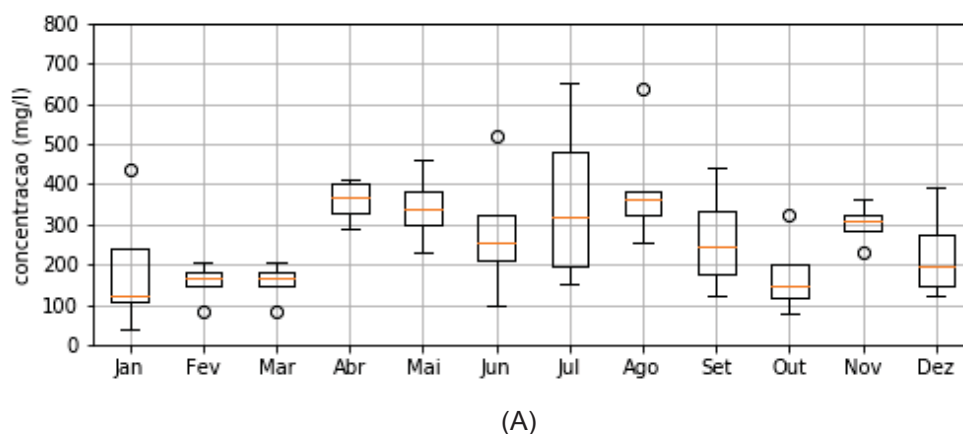


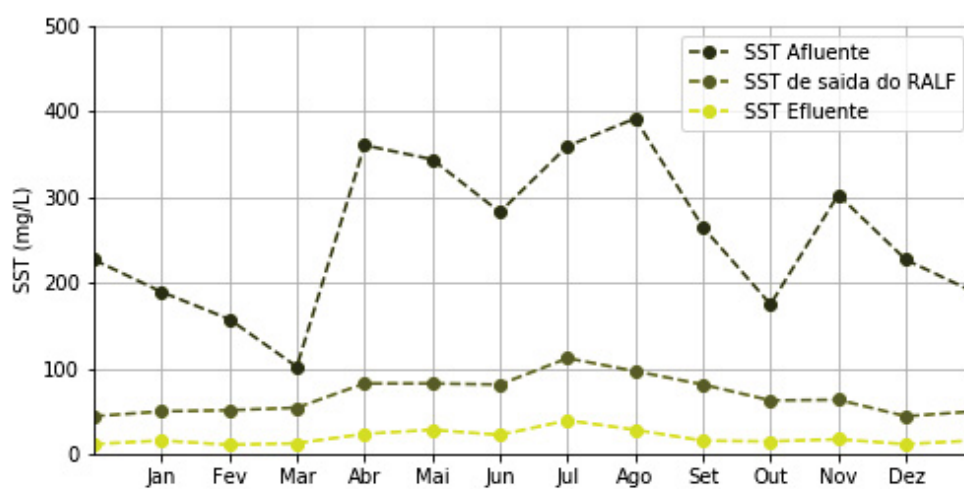
(D)

5.1.3.2 Sólidos Suspensos Totais - SST

Da mesma forma, as análises de SST apresentaram a mesma distribuição quando observada a variação de SST mês a mês ao longo do ano de 2018, conforme pode ser observado na Figura 28.

FIGURA 28 — DISTRIBUIÇÃO DOS DADOS DE DBO DA ETE LAPA MÊS A MÊS AO LONGO DE 2018 (A) DADOS DO PONTO I; (B) DADOS DO PONTO II; (C) DADOS DO PONTO IV; E (D) COMPARAÇÃO ENTRE OS DADOS COLETADOS.



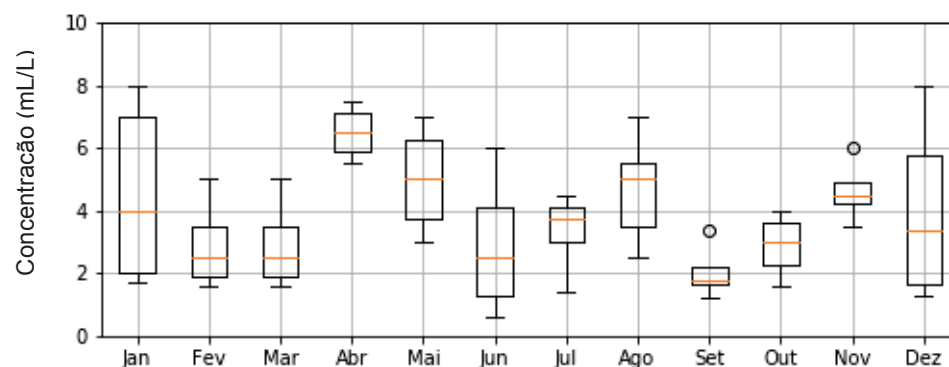


(D)

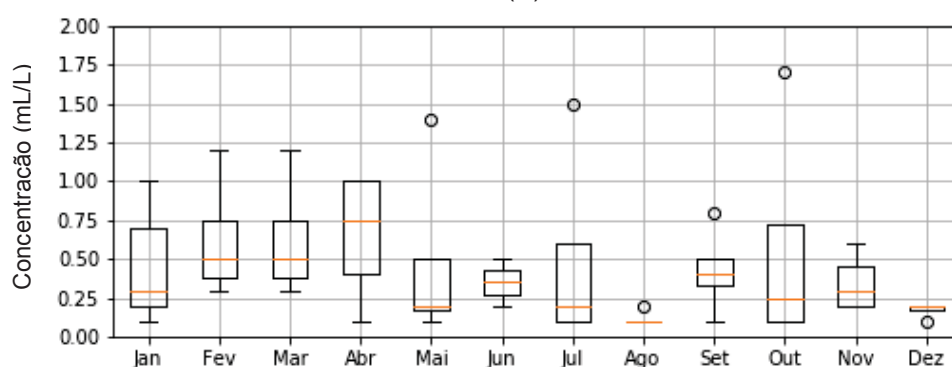
5.1.3.3 Sólidos sedimentáveis – SSed

Nas análises de sólidos sedimentáveis, presentes nas amostras verificou-se uma maior variabilidade apenas no efluente bruto. As demais amostras apresentaram concentrações similares ao longo do ano de 2018, sendo que a análise do efluente final apresentou um resultado constante. A distribuição dos resultados pode ser observada nos gráficos da Figura 29:

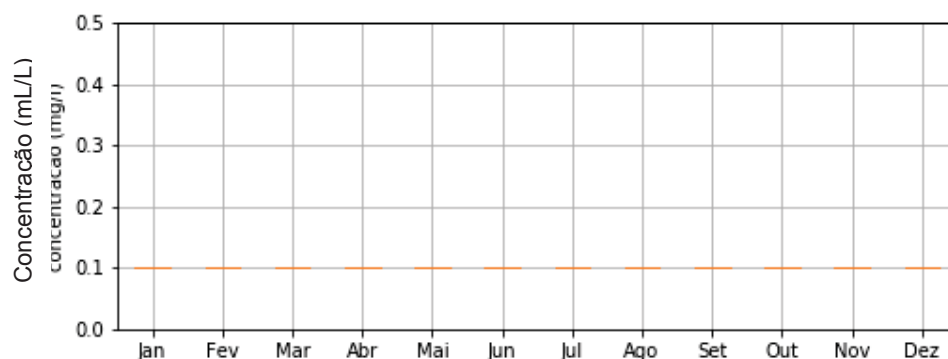
FIGURA 29 -- DISTRIBUIÇÃO DOS DADOS DE SÓLIDOS SEDIMENTÁVEIS DA ETE LAPA MÊS A MÊS AO LONGO DE 2018 (A) DADOS DO PONTO I; (B) DADOS DO PONTO II; (C) DADOS DO PONTO IV;



(A)



(B)



(C)

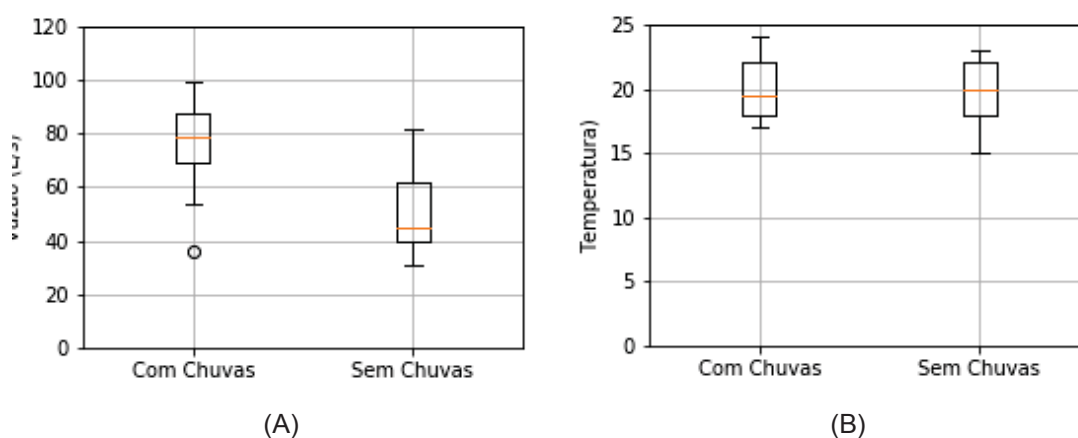
5.1.4 Variabilidade dos Parâmetros Devido ao Clima

Da mesma forma que os parâmetros apresentaram uma grande variação com as mudanças das estações do ano de 2018, também foi constatada uma grande variabilidade dos parâmetros quando se consideram medições em períodos de chuva e medições em períodos de estiagem.

5.1.4.1 Vazão – Q e Temperatura – T

Os parâmetros de vazão e temperatura apresentam comportamento bastante distintos, enquanto a temperatura apresenta valores médios similares tanto p em períodos de chuva, como em períodos de estiagem, os dados de vazão quando originados em períodos de chuva apresentam aproximadamente o dobro dos valores observados nas medições originadas em períodos de estiagem, conforme pode ser observado nos gráficos apresentados na Figura 30.

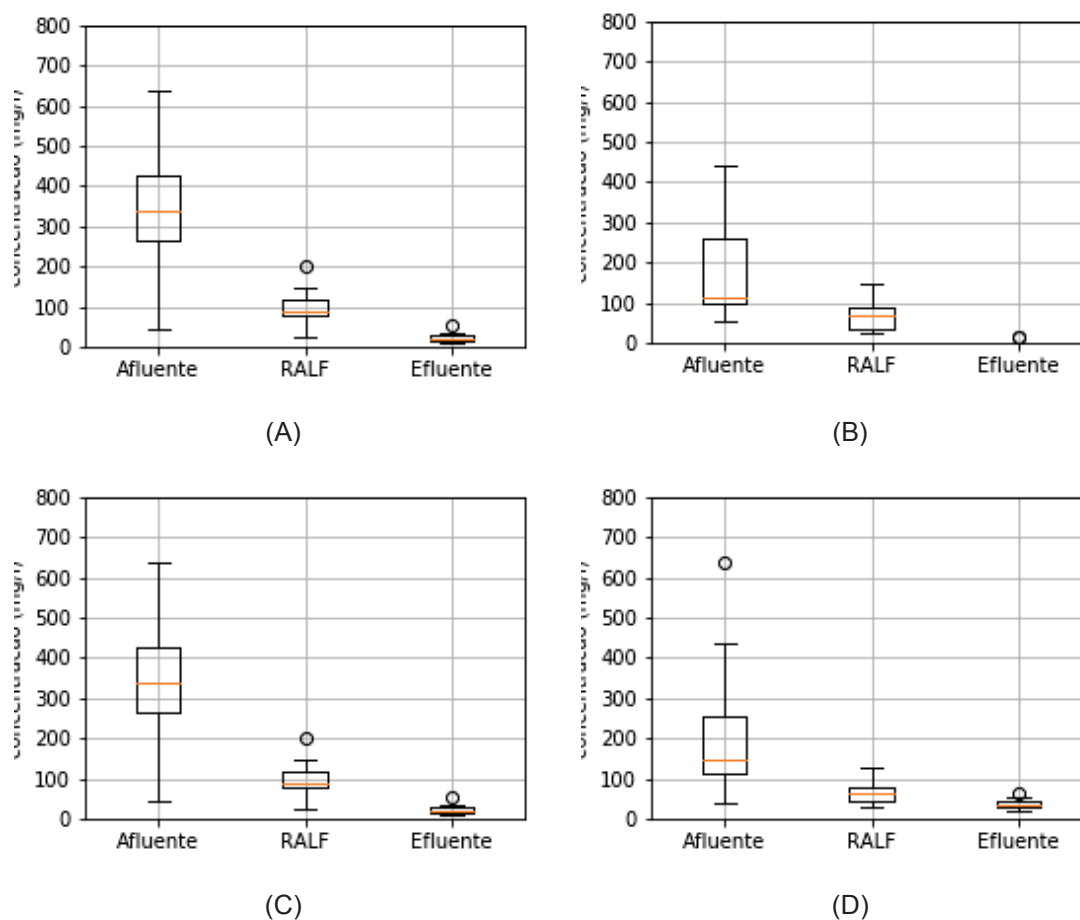
FIGURA 30 — DISTRIBUIÇÃO DOS DADOS DE (A) VAZÃO E (B) TEMPERATURA DO EFLUENTE ETE LAPA CONFORME O CLIMA AO LONGO DE 2018



5.1.4.2 Demanda Bioquímica de Oxigênio – DBO e Demanda Química de Oxigênio – DQO

A variação do clima exerce grande influência também na DBO e na DQO das amostras ao longo de toda a linha de tratamento de efluentes devido ao aumento da infiltração na rede coletora em períodos de chuva. Verificando apenas os valores médios é possível constatar uma maior diluição da matéria orgânica nas amostras originadas de coletas em período de chuvas, conforme se observa nos gráficos da Figura 31.

FIGURA 31 — DISTRIBUIÇÃO DOS DADOS DE MATÉRIA ORGÂNICA DA ETE LAPA CONFORME O CLIMA AO LONGO DE 2018 (A) DBO SEM CHUVA; (B) DBO COM CHUVA; (C) DQO SEM CHUVA; (D) DQO COM CHUVA

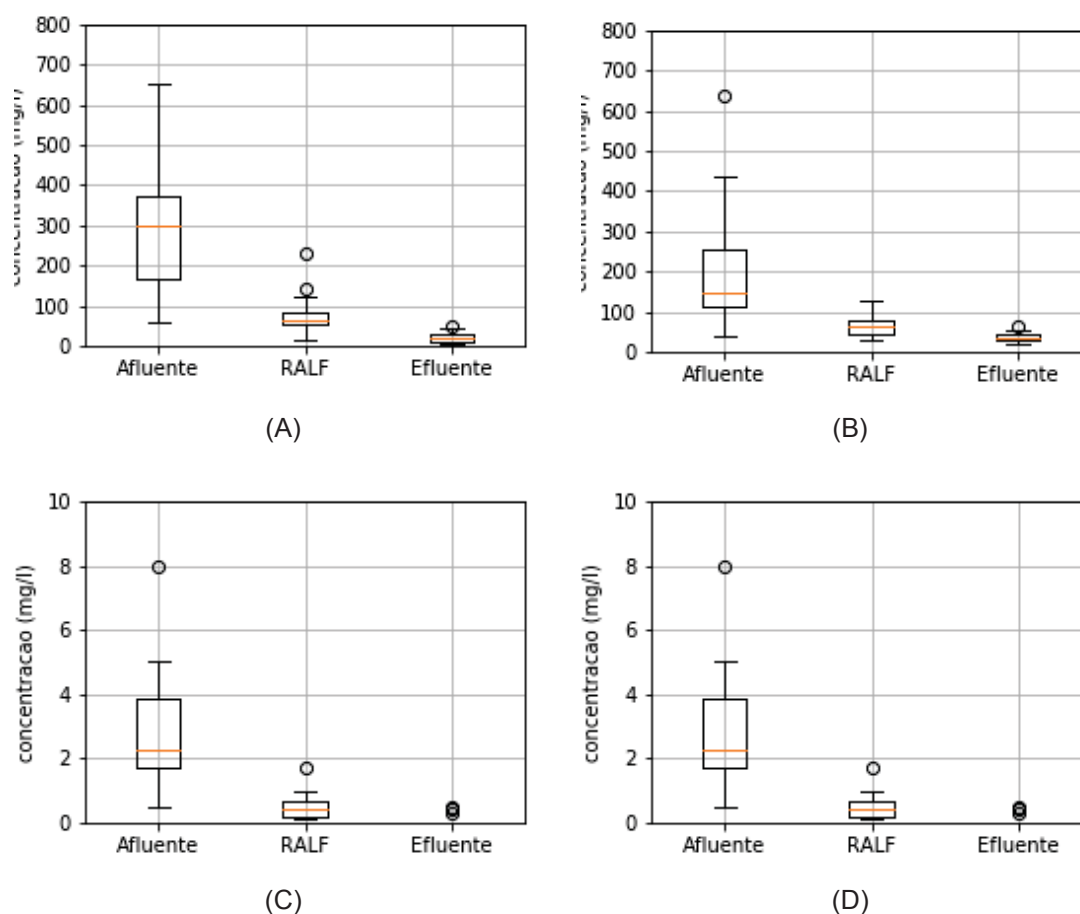


5.1.4.1 Sólidos Suspensos Totais – SST e Sólidos Sedimentáveis – SSed

Da mesma forma que o clima interfere na concentração de matéria orgânica, é possível constatar uma variação similar nas séries de sólidos. Assim, tanto a concentração de SST como a de SSed apresentam-se diluídas em amostras coletadas em dias onde foram constatados eventos de chuva.

Contudo, também é possível observar um amortecimento da oscilação na concentração de sólidos ao longo da linha de tratamento, sendo que no caso dos SSed o efluente final apresenta concentração constante de 0,1 mL/L. A variabilidade dos dados da série de sólidos pode ser observada nos gráficos da Figura 32.

FIGURA 32 -- DISTRIBUIÇÃO DOS DADOS DE SOLIDOS DA ETE LAPA CONFORME O CLIMA AO LONGO DE 2018 (A) SST SEM CHUVA; (B) SST COM CHUVA; (C) S SEDIMENTAVEIS SEM CHUVA; (D) S SEDIMENTAVEIS COM CHUVA



5.1.5 Discussão – Eficiência na remoção da DBO

Para realizar a avaliação dos parâmetros, inicialmente foi realizada a correlação entre os dados coletados pela SANEPAR nos pontos I, II e IV avaliando o afluente bruto, saída do RALF e efluente final, respectivamente, ao longo do ano de 2018, a tabela com todas as correlações pode ser observada no **Anexo 9.7**.

5.1.5.1 Correlação entre a variação da vazão e as concentrações observadas

Foi verificada uma forte correlação negativa entre a vazão e a carga orgânica no ponto I, os valores encontrados foram -0,77 com a DBO e -0,76 com a DQO, o que não se ratifica quando se verifica a correlação com a concentração de sólidos, com valores de -0,57 com SST. Contudo, a correlação perde intensidade conforme o efluente passa pela linha de tratamento, tornando-se cada vez mais fraca.

A forte correlação negativa entre vazão e carga orgânica pode ser atribuída a uma possível diluição do efluente em ocasiões onde são constatados picos de vazão. O mesmo comportamento também pode ser observado quando verificada a correlação entre os dados de vazão e de alcalinidade, que apresentam forte correlação negativa de -0,81 no Ponto I.

Por outro lado, a redução dos valores de correlação ao longo da linha de tratamento sugere um amortecimento dos picos de concentração conforme o efluente passa pelo tratamento. Porém, a alcalinidade não apresenta este comportamento e mantém forte correlação negativa com a vazão mesmo quando observamos o efluente final, sendo possível concluir que o comportamento da alcalinidade em relação à vazão não se altera ao longo do tratamento.

Apesar de ser possível observar uma forte correlação entre alcalinidade e vazão, o mesmo não foi observado com o pH cujos valores de correlação observados foram menos intensos, variando entre -0,54 e 0,46.

5.1.5.2 Correlação entre a variação da Temperatura e as eficiências observadas

Da mesma forma, foram constatadas baixas correlações entre as medições de temperatura do efluente com a eficiência de remoção do carbono orgânico. Assim, os valores de correlação observados foram de -0,23 na eficiência do RALF na remoção de DBO e -0,20 para eficiência do FBP na remoção de DBO; de -0,12 na eficiência do RALF na remoção de DQO e -0,14 para eficiência do FBP na remoção de DQO; e de -0,19 na eficiência do RALF na remoção de SST e 0,23 para eficiência do FBP na remoção de SST.

5.1.5.3 Correlação entre as concentrações de matéria orgânica

Nesta etapa da pesquisa a caracterização do efluente líquido nas várias etapas de tratamento foi realizada de acordo com a concentração da matéria orgânica carbonácea presente nas amostras coletadas. Assim, com o objetivo de mapear as mudanças no efluente durante o processo de tratamento foi analisada a correlação entre os dados de DBO e DQO e, como esperado, apresentaram uma forte correlação, de 0,96 para o efluente bruto (Ponto I), 0,90 para o efluente do RALF (Ponto II), e de 0,72 para o efluente final (Ponto IV).

A perda de intensidade na correlação entre DBO e DQO ao longo do tratamento é devido ao fato de grande parte da matéria orgânica presente no efluente bruto possuir característica biodegradável, sendo este material removido durante o processo de

tratamento mais rapidamente que os demais compostos presentes no efluente bruto, os quais apresentam maior refratibilidade.

Parte desta matéria orgânica está presente também em forma de sólidos o que pode ser confirmado observando a correlação entre SST e DBO de 0,85 e SST e DQO de 0,83 no efluente bruto; de 0,69 e 0,78 na saída do RALF; e de 0,47 e 0,55 na saída da ETE.

5.1.5.4 Monitoramento da alcalinidade e do pH

Para o monitoramento da estabilidade do reator anaeróbio é necessário o controle do pH, da alcalinidade e da concentração de ácidos orgânicos. Estes valores devem ser avaliados no afluente e no efluente de cada unidade de tratamento.

Durante o período de estudo verificou-se uma redução da alcalinidade ao longo de toda a linha de tratamento, com acidificação do efluente ao passar pelo reator anaeróbio, o que se pode atribuir aos mecanismos associados à digestão anaeróbia de matéria orgânica. Por sua vez, o efluente torna-se mais alcalino ao passar pelo filtro como consequência da degradação aeróbia de matéria orgânica.

Da análise dos dados produzidos verificou-se uma forte correlação entre os dados de matéria orgânica e de alcalinidade. Assim, a correlação observada entre Alcalinidade e DBO foi de 0,80 e Alcalinidade e DQO de 0,81 no efluente bruto; de 0,79 e 0,75 na saída do RALF; e de 0,67 e 0,73 no efluente final.

5.1.5.5 Avaliação da variação da eficiência na remoção de matéria orgânica

No que se refere à correlação entre a eficiência de tratamento do carbono orgânico e a vazão de operação pode ser observada baixa correlação negativa para todos os aspectos analisados. Neste sentido, observam-se valores de correlação de -0,26 na eficiência do RALF na remoção de DBO e -0,17 para eficiência do FBP na remoção de DBO; de -0,26 na eficiência do RALF na remoção de DQO e -0,07 para eficiência do FBP na remoção de DQO; e de -0,42 na eficiência do RALF na remoção de SST e -0,14 para eficiência do FBP na remoção de SST.

Os reatores anaeróbios tipo RALF possuem uma eficiência que variam entre 50 e 75% na remoção de matéria orgânica biodegradável (DBO); 40 e 70% na remoção de matéria orgânica quimicamente oxidável (DQO). No presente estudo a eficiência observada foi de 68,4% para DBO e de 58,1% para DQO, compatível com os trabalhos realizados por Aisse (2002), Baréa e Alem Sobrinho (2006) e Chernicharo et al. (2009)

Em ambos os casos, os dados de eficiência observados ficam dentro dos valores descritos na literatura, apesar de os reatores anaeróbios objetos de estudo

operarem com tempos de detenção hidráulica superior aos propostos pela (8 horas) NBR 12.209/2011 da ABNT.

Ainda, a Carga Orgânica Volumétrica – COV, observada no período de estudo foi de 0,54 kg DBO/m³.dia e 1,05 kg DQO/m³.dia, valores bastante baixos quando comparado aos apresentados para esgoto bruto no trabalho realizado por Baettker (2019), mas ainda dentro da faixa proposta por Aisse (2001).

No que se refere ao FBP seguido de decantador secundário as eficiências observadas foram de 72,6% na remoção de matéria orgânica biodegradável (DBO) e de apenas 58,1% para DQO, em ambos os casos apresentando uma eficiência bastante inferior ao previsto por Jordão e Pessoa (2011) que previa uma eficiência de aproximadamente 90%.

Destaca-se que, desde os filtros biológicos percoladores estudados Jenkins (1936) até os mencionados por Jordão e Pessoa (2011) possuem, em sua maioria, arranjos simplificados, sendo precedidos, ou não, por unidades de sedimentação simples apenas com objetivo de remover sólidos sedimentáveis. Deste modo, uma grande parcela da matéria orgânica disponível é removida nos filtros biológicos que passam a apresentar altas eficiências, compatíveis com sistemas de lodos ativados.

Porém, no presente estudo grande parte da matéria orgânica de fácil degradação já é removida pelo reator anaeróbio, tornando a remoção do remanescente muito mais difícil.

Assim, os valores de eficiência observados no presente estudo são levemente superiores aos apresentados nos trabalhos anteriores de Filtros Percoladores instalados pós-reatores anaeróbios.

Este fato pode ser atribuído à baixa COV aplicada ao filtro, de apenas 0,15 kgDBO/m³ e 0,41 kgDQO/m³, ou de 2,1 gDBO/m².dia e 5,9 gDQO/m².dia, quando considerada uma superfície específica da pedra britada igual a 70 m²/m³, bastante reduzida quando comparado à grande maioria dos estudos avaliados.

Ainda, a alta eficiência do sistema de tratamento também pode ser atribuída à capacidade do decantador secundário em reter os SS, apresentando uma eficiência de 69,6%.

A eficiência na remoção de SS é frequentemente utilizada para avaliar o desempenho de um reator anaeróbio, isto se deve ao fato de englobarem tanto os materiais orgânicos quanto os inorgânicos presentes nos esgotos sanitários. Contudo, o FBP tem como característica a produção de sólidos durante a remoção da matéria

orgânica dissolvida. Deste modo, o cálculo da eficiência de remoção de SS realizado através da comparação da concentração afluente e efluente não descreve de forma adequando o processo.

Entre os parâmetros avaliados, os sólidos sedimentáveis apresentam uma grande importância dentro das Resoluções CONAMA 357/2005 e 430/2011, porém, a variação dos mesmos não influencia de forma significativa a eficiência do processo biológico de remoção de matéria orgânica, uma vez que os microrganismos presentes no manto de lodo do reator anaeróbio ou no filme do filtro percolador atuam apenas na porção dissolvida na matéria orgânica.

Ressalta-se que, apesar de cada uma das unidades, separadamente, apresentar eficiência de aproximadamente 70% na remoção de DBO e SS, a eficiência global da ETE supera 90%, e para DQO cada unidade apresenta uma eficiência de aproximadamente 58%, enquanto a eficiência global supera 82%.

5.1.5.6 Avaliação dos efeitos da sazonalidade no sistema de tratamento

Os parâmetros de monitoramento foram divididos mês a mês com objetivo de avaliar os efeitos da sazonalidade no tratamento dos esgotos, e se o efluente final atende os padrões de lançamento ao longo do ano, uma vez que parâmetros como vazão, temperatura e carga orgânica variam consideravelmente ao longo do ano.

Como observado os meses de verão possuem além de temperatura maiores ($\sim 22^{\circ}\text{C}$), também vazões mais altas ($\sim 76 \text{ L/s}$) e cargas orgânicas mais baixas ($\sim 87,0\%$) resultando na menor eficiência global observada no período de estudo ($\sim 87\%$) principalmente no que se refere à eficiência do reator anaeróbio ($\sim 47\%$).

O mês que apresenta a menor eficiência é o mês de março, o qual também apresenta a maior temperatura observada, o que não seria esperado uma vez que uma temperatura mais elevada favoreceria a ação biológica na degradação da matéria orgânica, contudo neste mês foram constatadas as vazões mais elevadas de 2018, gerando uma diluição do esgoto bruto.

O extremo oposto também pode ser observado nos meses de inverno que além das menores temperatura ($\sim 17^{\circ}\text{C}$) apresenta a menor vazão efluente do período de estudo ($\sim 42,6 \text{ L/s}$) e carga orgânica de ($\sim 1.299 \text{ kg DBO/dia}$), resultando em uma eficiência de aproximadamente 93%.

Os períodos com maior eficiência foram aqueles com a maior carga orgânica afluente, sendo o mês que apresenta a maior eficiência é o mês de agosto, o qual apresenta uma das menores temperatura observada ($\sim 17^{\circ}\text{C}$) e a menor vazão afluente

(~34,4 L/s), o que corrobora com o fato da vazão exercer um influência muito grande sobre a eficiência.

5.2 AVALIAÇÃO DE DESEMPENHO DA ETE LAPA NA NITRIFICAÇÃO DO EFLUENTE.

Para este segundo objetivo foram realizadas 03 (três) campanhas de monitoramento de 24 horas do efluente e do afluente do Filtro Biológico Percolador da ETE Lapa para avaliar a eficiência do mesmo na nitrificação do efluente do reator anaeróbio. Deste modo, foram avaliados os seguintes fatores:

- Vazão – Q;
- Temperatura do Efluente – T;
- Oxigênio Dissolvido
- Nitrogênio Total - NT
- Nitrogênio Amoniacal – NH_3
- Nitrito – NO_2
- Nitrato– NO_3
- Demanda Química de Oxigênio – DQO;

Estes dados foram tabulados e apresentados no decorrer deste tópico, porém, para facilitar a visualização dos mesmos no seguimento deste capítulo são apresentadas as estatísticas das séries de dados de cada um dos parâmetros supracitados.

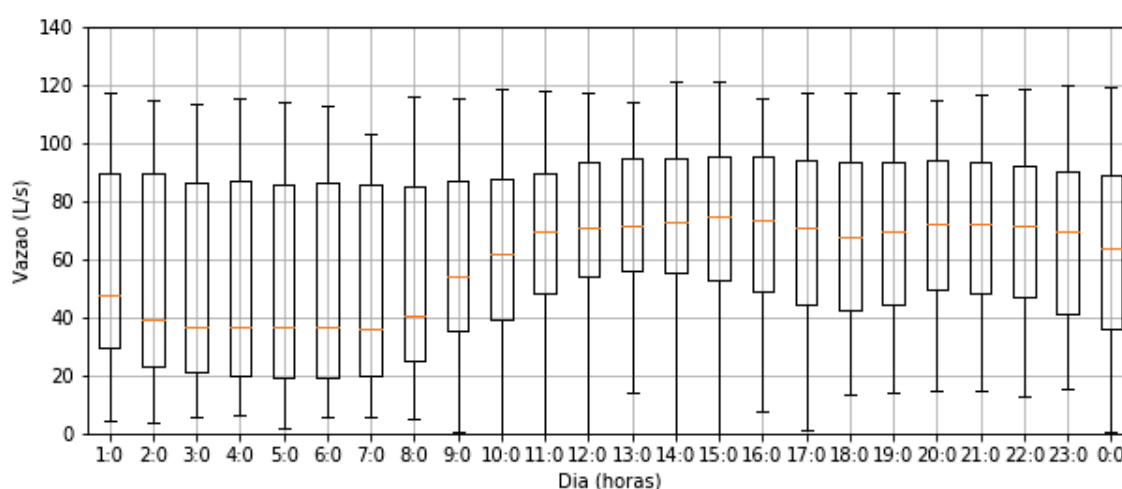
5.2.1 Variação diária dos dados de Vazão

Para realizar a avaliação da variação diária da vazão efluente da ETE Lapa foram coletados dados minuto a minuto durante 90 dias, conforme descrito no item 3.2.2.4.1. A vazão média, de hora em hora, bem como sua variabilidade podem ser observadas na Tabela 23 e na Figura 33.

TABELA 23 – VAZÕES MÉDIAS DE HORA A HORA

Intervalo	Vazão (L/s)	Intervalo	Vazão (L/s)	Intervalo	Vazão (L/s)
00:00 a 01:00	58,82	08:00 a 09:00	59,92	16:00 a 17:00	67,86
01:00 a 02:00	54,68	09:00 a 10:00	62,98	17:00 a 18:00	66,37
02:00 a 03:00	51,05	10:00 a 11:00	67,37	18:00 a 19:00	67,70
03:00 a 04:00	50,15	11:00 a 12:00	71,41	19:00 a 20:00	70,26
04:00 a 05:00	49,31	12:00 a 13:00	72,79	20:00 a 21:00	69,81
05:00 a 06:00	49,17	13:00 a 14:00	72,74	21:00 a 22:00	68,50
06:00 a 07:00	49,36	14:00 a 15:00	73,01	22:00 a 23:00	65,79
07:00 a 08:00	53,34	15:00 a 16:00	70,67	23:00 a 00:00	62,29

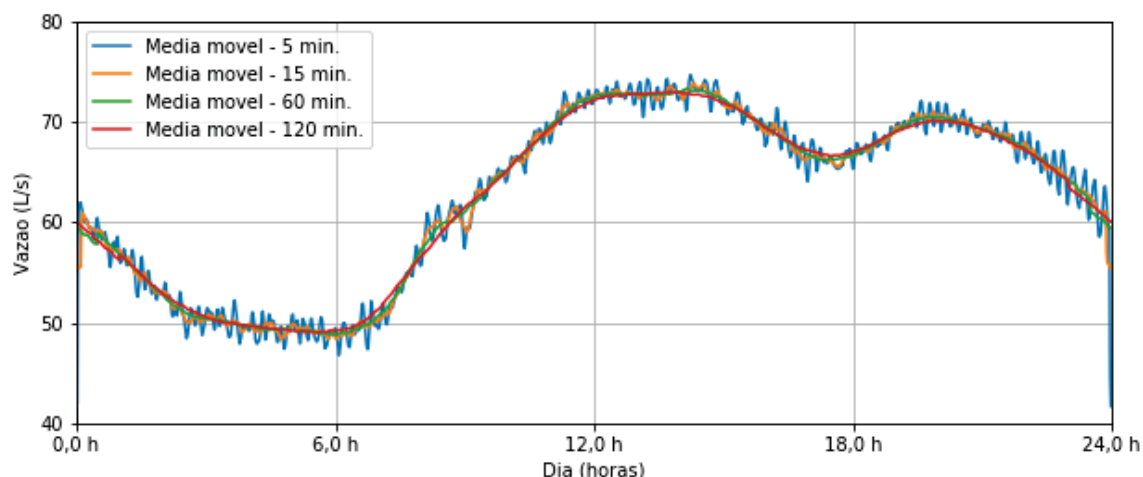
FIGURA 33 — GRÁFICO BOXPLOT DAS VAZÕES OBSERVADAS



Como pode ser observado nos gráficos da figura 34 os dados de vazão apresentam uma grande variabilidade de valores mesmo em períodos curtos (01 hora), sendo constatado em todos os intervalos dados de vazão com valores acima de 100 L/s ou abaixo de 20 L/s.

Assim, foi aplicado aos dados a técnica de médias móveis com o objetivo de reduzir o efeito da instabilidade apresentada nas medições de vazão. As curvas resultantes são apresentadas na figura 33.

FIGURA 34 – VARIAÇÃO DIÁRIA DA VAZÃO DA ETE LAPA



Destaca-se que, apesar de os dados brutos se alterarem após a passagem da média móvel, o valor médio dos dados de vazão ou a média de cada intervalo (maior de 01 hora) não se alteraram.

5.2.2 Variação da Série do Nitrogênio

Para avaliação da série do nitrogênio foram realizadas 03 campanhas de monitoramento que serão estudadas no seguimento do presente estudo.

5.2.2.1 Série do Nitrogênio – Campanha 01

O comportamento aeróbio do reator de substrato aderido foi verificado através de medições de OD realizadas logo a jusante dos filtros biológicos, sendo que nesta primeira campanha os resultados das medições variaram de 5,4 mg/L a 6,5 mg/L com temperatura de efluente em torno de 18°C.

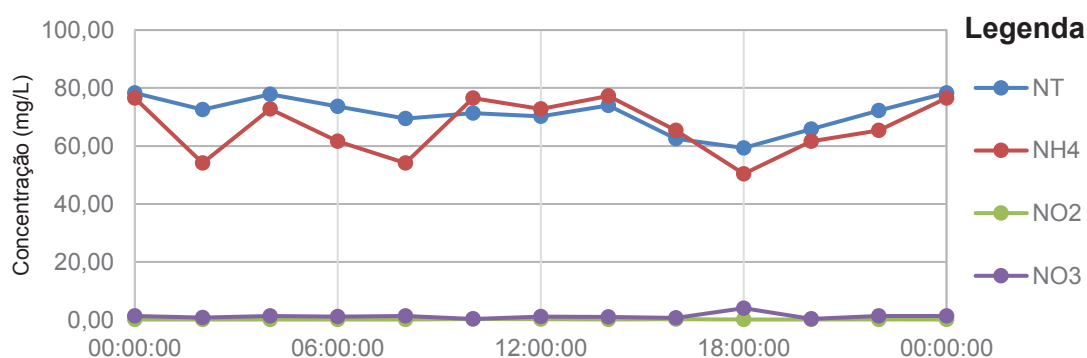
Para avaliar o comportamento da série do nitrogênio ao longo do dia no tratamento do efluente do reator foram realizadas medições a montante do FBP e a jusante do Decantador Secundário que podem ser verificadas na tabela 24.

TABELA 24 – VARIAÇÃO DIÁRIA DA SÉRIE DE NITROGÊNIO EFLUENTE E AFLUENTE DO FILTRO BIOLÓGICO - INVERNO

28/08/2018	Afluente do FBP (mg/L)				Efluente do FBP (mg/L)			
	NT	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃	NT	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃
00:00	78,28	76,53	0,16	1,34	63,80	50,40	4,07	5,31
02:00	72,54	54,13	0,16	0,76	61,46	54,13	4,07	8,07
04:00	77,86	72,80	0,17	1,30	63,95	41,07	3,98	7,78
06:00	73,65	61,60	0,16	1,08	57,51	50,40	3,91	7,61
08:00	69,44	54,13	0,17	1,39	63,42	52,27	3,89	7,30
10:00	71,32	76,53	0,30	0,32	63,25	50,40	3,13	4,52
12:00	70,20	72,80	0,20	1,07	63,08	39,20	3,56	7,78
14:00	73,95	77,28	0,18	1,00	57,92	35,47	3,96	7,53
16:00	62,46	65,33	0,19	0,71	75,65	39,20	3,99	6,17
18:00	59,32	50,40	0,17	4,05	66,23	44,80	4,41	7,64
20:00	65,79	61,60	0,16	0,38	56,82	39,20	3,83	7,06
22:00	72,25	65,33	0,16	1,33	66,37	44,80	3,77	8,65
00:00	78,28	76,53	0,16	1,34	63,80	50,40	4,07	5,31
Média	70,59	65,7	0,18	1,23	63,29	45,11	3,88	7,12

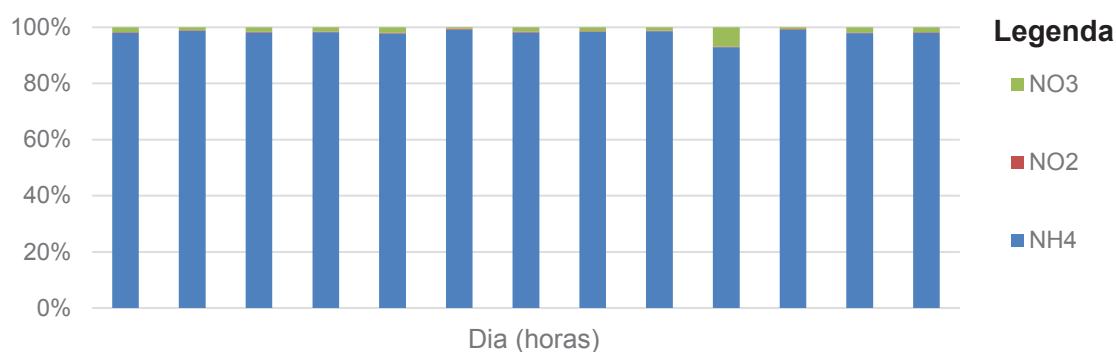
Nesta primeira campanha foi possível observar que o efluente do reator anaeróbio apresenta carga orgânica carbonácea reduzida quando comparado ao esgoto bruto, porém, as concentrações de nitrogênio total e amoniacal permanecem elevadas, como pode ser observado na Figura 35.

FIGURA 35 —CONCENTRAÇÃO DA SÉRIE DE NITROGÊNIO NO AFLUENTE DO FBP



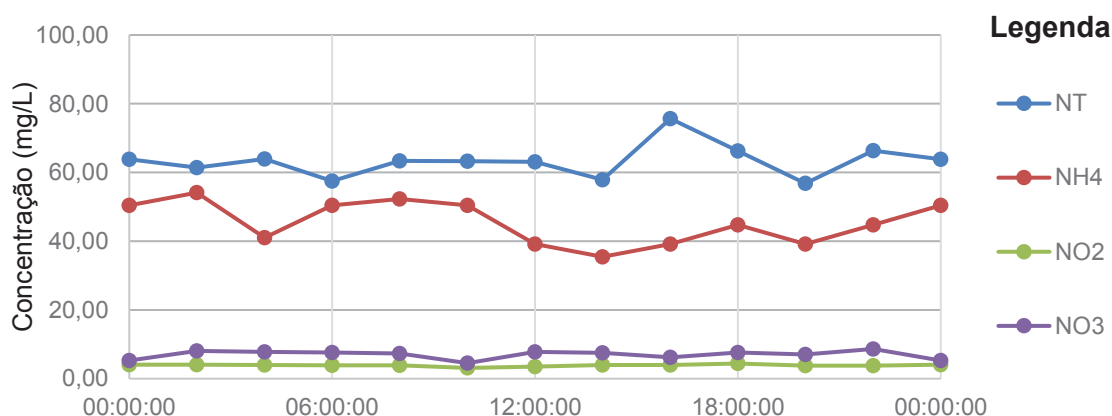
Devido ao fato de o afluente passar por um ambiente anaeróbio as concentrações das frações mais oxidadas da série do nitrogênio são bastantes reduzidas com menos de 2% do nitrogênio disponível. A Figura 36 apresenta a distribuição da série do nitrogênio do afluente do filtro percolador.

FIGURA 36 —CONCENTRAÇÃO DA SÉRIE DE NITROGÊNIO NO AFLUENTE DO FBP



Após a passagem pelo filtro biológico percolador os microrganismos aeróbios presentes no biofilme realizam a digestão do nitrogênio amoniacal presente no efluente, contudo, a nitrificação do efluente ocorre apenas de forma parcial, conforme pode ser observado na figura 37.

FIGURA 37 —CONCENTRAÇÃO DA SÉRIE DE NITROGÊNIO NO EFLUENTE DO FBP

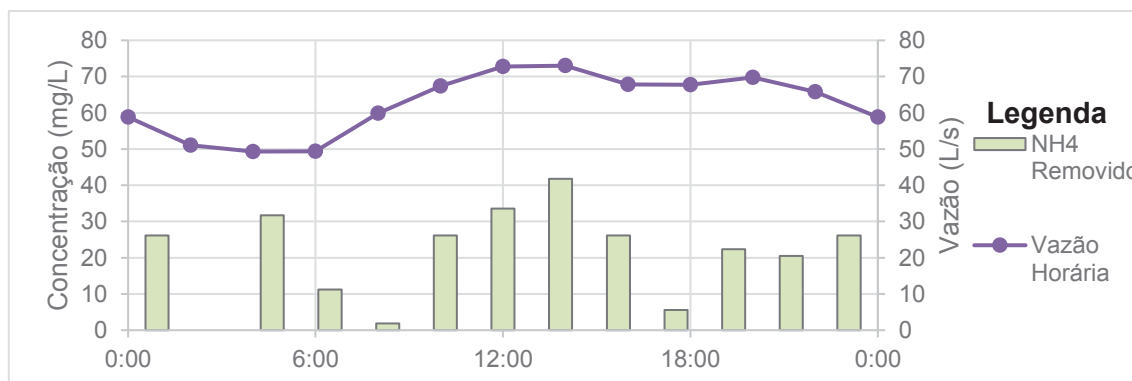


Comparando os gráficos das Figura 36 e 38 verifica-se que há formação de nitritos e nitratos na passagem do efluente pelo FBP, entretanto, grande parte do nitrogênio amoniacal, aproximadamente 70%, permanece no efluente final. Neste sentido o gráfico da Figura 37, apresenta a distribuição das frações do nitrogênio hora a hora. Neste caso, verifica-se que apenas aproximadamente 17% do nitrogênio amoniacal efluente se transformou em nitrito e nitrato, 5,9% e 10,8%, respectivamente.

Destaca-se que parte do nitrogênio amoniacal que é consumido no filtro não foi encontrado no efluente. Possivelmente este déficit ocorre porque parte do nitrogênio é perdido no processo de tratamento, seja na forma de lodo que é retido no decantador secundário, seja pela emissão de gases.

Quando se compara a quantidade de NH_4 removido e a variação da vazão do efluente, verifica-se comportamentos relativamente independentes com uma fraca correlação (menor de 0,5) como se observa na Figura 38.

FIGURA 38 —COMPARAÇÃO ENTRE A VAZÃO HORÁRIA E A EFICIÊNCIA NA REMOÇÃO DE NITROGÊNIO AMONICAL



5.2.2.2 Série do Nitrogênio – (Campanha 2)

Para verificar a influência da temperatura e dos demais fatores climáticos no processo de nitrificação do efluente ao longo do dia no tratamento do efluente do reator foram realizadas novas medições de nitrogênio a montante e a jusante do FBP que podem ser verificadas na Tabela 25:

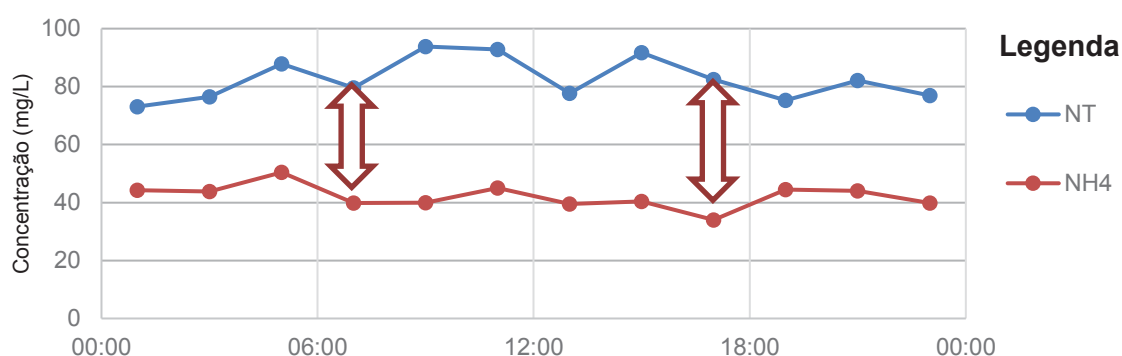
TABELA 25 – VARIAÇÃO DIÁRIA DA SÉRIE DE NITROGÊNIO AFLUENTE E AFLUENTE DO FILTRO BIOLÓGICO - VERÃO

19/03/2019	Afluente do FBP (mg/L)				Efluente do FBP (mg/L)			
	NT	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃	NT	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃
01:00	73,10	44,2	-	-	98,0	44,8	6,0	11,0
03:00	76,50	43,8	-	-	74,7	33,4	8,0	9,0
05:00	87,88	50,4	-	-	86,6	17,4	5,0	12,0
07:00	79,62	39,8	-	-	95,1	33,6	5,0	12,0
09:00	93,82	40,0	-	-	81,5	33,6	5,0	11,0
11:00	92,86	45,0	-	-	86,9	28,0	6,0	10,0
13:00	77,64	39,5	-	-	42,8	33,0	6,0	10,0
15:00	91,66	40,4	-	-	70,8	28,5	7,0	10,0
17:00	82,44	34,0	-	-	82,4	29,0	7,0	11,0
19:00	75,32	44,5	-	-	92,0	18,0	7,0	12,0
21:00	82,08	44,0	-	-	74,8	20,4	6,0	11,0
23:00	76,88	39,8	-	-	91,5	40,0	5,0	9,0
01:00	73,1	44,2	-	-	98,1	44,8	6,0	12,0
Média	82,5	42,1			81,4	30,0	6,1	10,9

Como não é esperada a presença significativa de nitrito e nitrato no efluente do reator anaeróbio, conforme foi verificado na campanha anterior, não foram realizados estes ensaios nesta campanha. Foram constadas algumas irregularidades nos resultados obtidos como será apresentado no decorrer deste tópico.

Na Figura 39 verifica-se uma diferença entre o NT e o nitrogênio amoniacal, o que não era esperado em se tratando do efluente do reator anaeróbio, uma vez que frações oxidada de nitrogênio não são comuns no esgoto doméstico e a passagem pelo reator anaeróbio não propicia a oxidação do nitrogênio.

FIGURA 39 — CONCENTRAÇÃO DA SÉRIE DE NITROGÊNIO NO AFLUENTE DO FBP



Destaca-se que na campanha anterior, bem como, em estudos realizados por Baettker (2019), que realizou trabalhos no mesmo período de estudo na região de Curitiba e encontrou concentrações de 64,0 mg/L de N-NH₄ e 74,0 mg/L de NKT, não foi constatada a diferenciação supracitada.

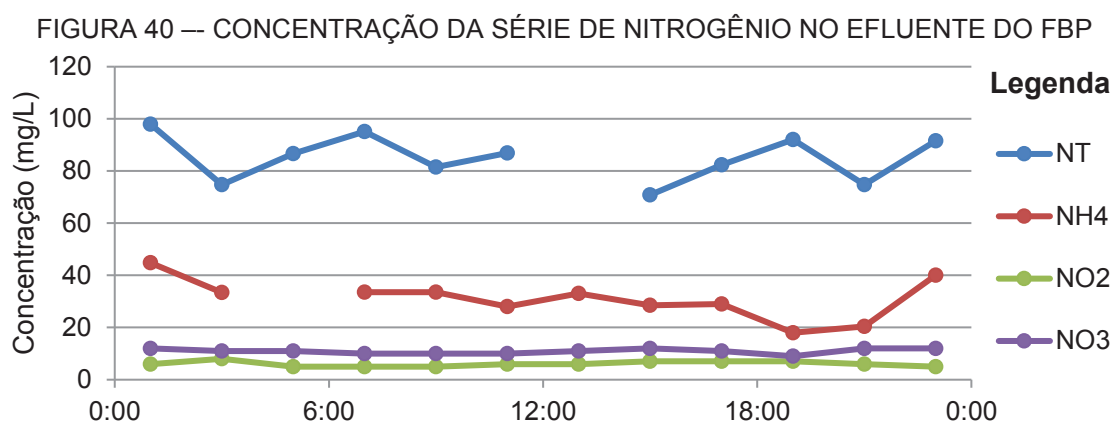
Observando as concentrações de nitrogênio total a montante e a jusante do FBP é possível verificar que os valores das mesmas são próximos, caracterizando que não haveria perdas de nitrogênio no tratamento do efluente.

Porém, este resultado é contrário ao esperado, uma vez que em temperaturas mais elevadas é esperada uma maior volatilização dos compostos presentes no efluente e não menor.

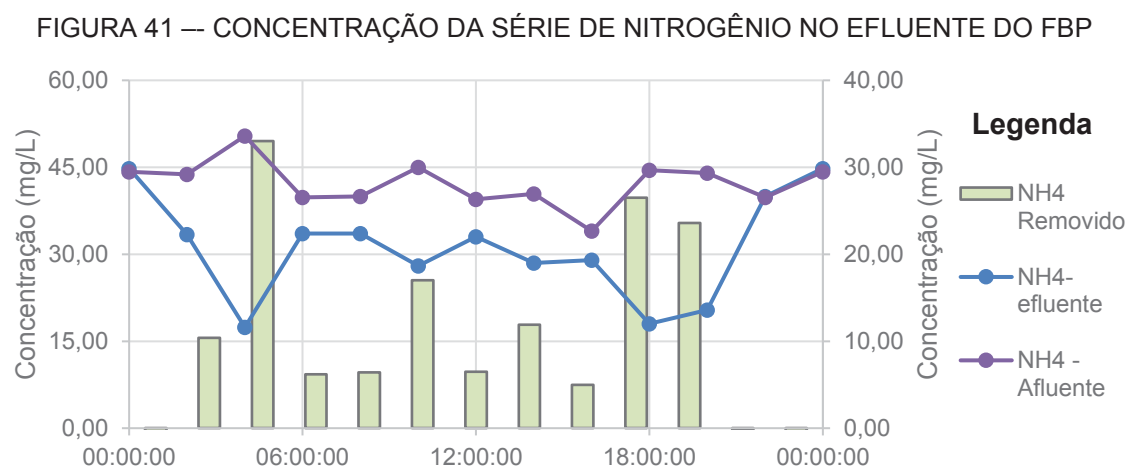
Comparando as concentrações das frações de nitrogênio de montante com as de jusante do FBP é possível se constatar que a concentração de nitrato do efluente e nitrito gerado no processo de tratamento (17,0 mg/L) é superior à redução nas concentrações nitrogênio amoniacal durante o processo de tratamento (12,1 mg/).

Observa-se na Figura 40 que o somatório das frações de nitrogênio quantificadas no efluente somam apenas 63% do nitrogênio total, ou seja, 37% do nitrogênio presente no efluente estariam ainda na forma orgânica. Como esta premissa

é provavelmente falsa, o presente estudo não considerou os resultados de nitrogênio total apresentados nesta coleta.



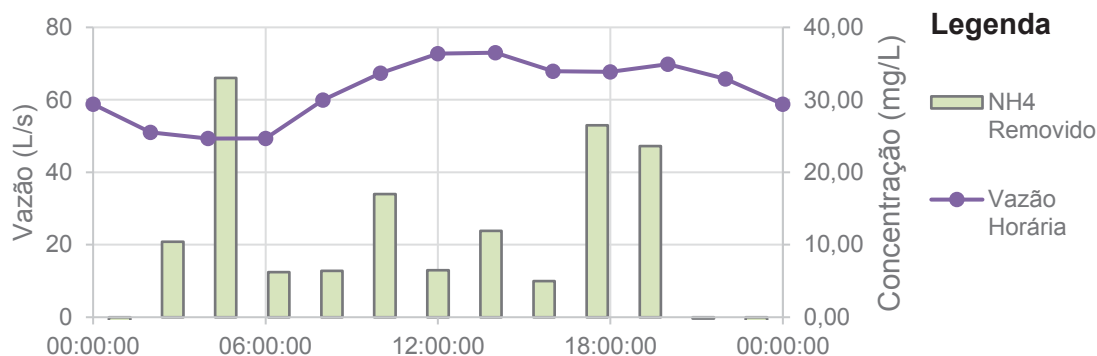
Desta forma, foi considerada apenas a redução nas concentrações de nitrogênio amoniacal no tratamento aeróbio ao longo do dia conforme pode ser observado no gráfico da Figura 41.



Comparando a variação do consumo do nitrogênio amoniacal com a variação da vazão de tratamento verifica-se uma correlação de -0,02, ou seja, a variação da vazão diária não exerce influência na variação da nitrificação do nitrogênio amoniacal.

Este mecanismo é melhor observado na figura 42, onde pode ser constatado o maior pico de remoção às 5h00 da manhã durante os menores valores de vazão.

FIGURA 42 —DISTRIBUIÇÃO DIÁRIA DA REMOÇÃO DO NITROGÊNIO AMONIAL



5.2.2.3 Série do Nitrogênio – Campanha 3

Como objetivo de aumentar a quantidade de dados analisados, foi realizada uma nova campanha de 24 horas para verificar o comportamento das diversas frações de nitrogênio no processo de tratamento por filtração biológica, bem como, a influência dos fatores climáticos no processo de nitrificação. As medições de OD realizadas logo a jusante dos filtros biológicos variaram de 4,3 mg/L a 6,0 mg/L com temperatura de efluente em torno de 23°C. Os resultados desta campanha são apresentados na Tabela 26:

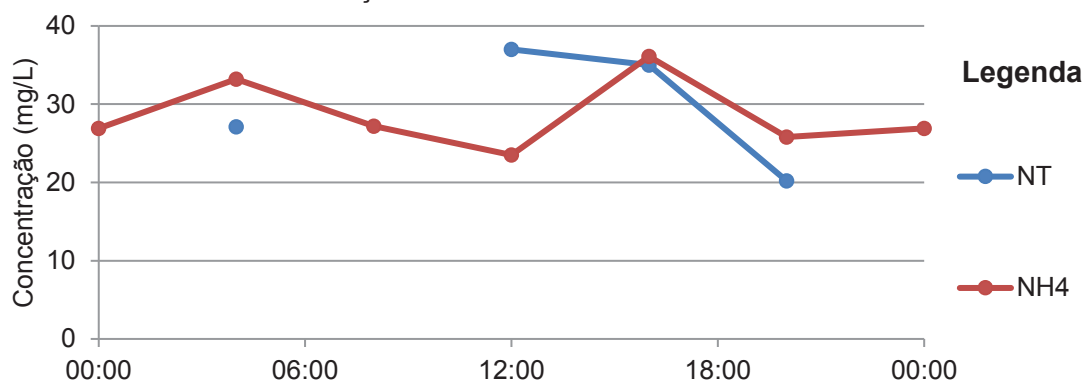
TABELA 26 – VARIAÇÃO DIÁRIA DA SÉRIE DE NITROGÊNIO EFLUENTE E AFLUENTE DO FILTRO BIOLÓGICO

12/06/2019	Saída do RALF (mg/L)				Saída do Decantador (mg/L)			
	NT	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃	NT	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃
00:00	-	26,9	-	-	32,7	16,5	1,1	4,5
04:00	27,1	33,2	-	-	30,3	21,6	0,9	4,0
08:00	-	27,2	-	-	24,1	18,9	1,3	5,4
12:00	37,0	23,5	-	-	-	22,2	1,4	4,5
16:00	35,0	36,1	-	-	35,0	21,7	1,4	5,1
20:00	20,2	25,8	-	-	31,7	23,2	1,4	4,7
00:00	-	26,9	-	-	32,7	16,5	1,1	4,5
Média	29,8	28,8			31,1	20,7	1,3	4,7

Nesta campanha foram constatadas as menores concentrações de nitrogênio no período do estudo. Os valores médios apresentados na Tabela 26 corroboram com os resultados da primeira campanha, na qual o nitrogênio presente no efluente do RALF é composto predominantemente por nitrogênio amoniacal.

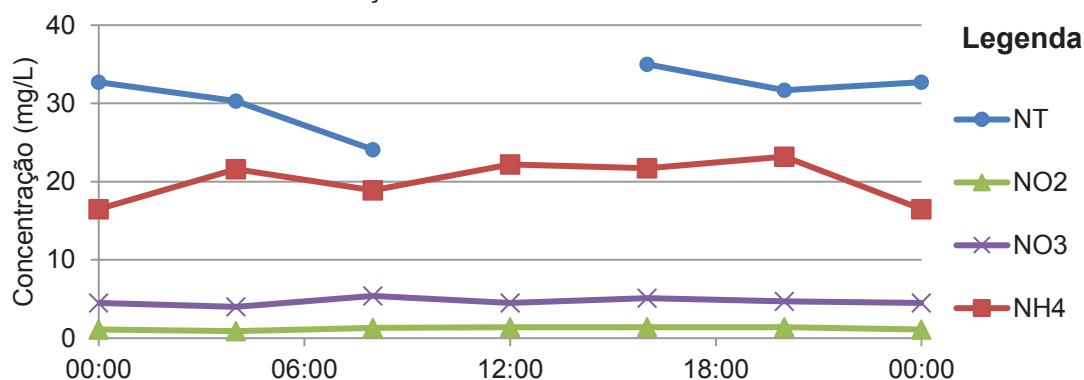
Contudo, é possível observar que em alguns momentos a concentração de NH₄ é superior a concentração de NT, o que traz incerteza aos resultados de NT obtidos como demonstrado na Figura 43.

FIGURA 43 — CONCENTRAÇÃO DA SÉRIE DE NITROGÊNIO NO EFLUENTE DO RALF



Após a passagem do efluente do reator anaeróbio pelo filtro percolador o efluente apresentou uma redução de aproximadamente 30% na concentração de nitrogênio amoniacal, dando lugar a frações oxidadas de nitrogênio.

FIGURA 44 — CONCENTRAÇÃO DA SÉRIE DE NITROGÊNIO NO EFLUENTE DO FBP



Como nesta campanha, assim como nas demais, foram encontradas contradições nos resultados de nitrogênio total, então o presente estudo desconsiderou os mesmos nas análises de nitrificação do efluente sanitário.

5.2.3 Discussão – Eficiência do sistema RALF seguido de FBP

Os estudos relativos à eficiência de filtros percoladores no tratamento águas residuárias podem ser facilmente encontrados na literatura internacional, como pode ser visto no trabalho apresentado por Jenkins, que já em 1936 apresentava o filtro percolador como alternativa de tratamento aeróbio com eficiência similar ao lodo ativado.

No entanto, estudos relativos a sistemas de tratamento de esgotos sanitários compostos de reatores anaeróbios serem escassos na literatura internacional, várias pesquisas foram desenvolvidas no país demonstrando que os FBP, atuando como pós-tratamento de reatores de manto de lodo, são eficientes no atendimento aos padrões de lançamento de efluentes em termos de remoção de matéria orgânica biodegradável e sólidos.

Dessa forma, o sistema de reatores anaeróbios seguidos de FBP vem se apresentando como uma alternativa importante para o tratamento de esgotos sanitários, com baixos custos de operação e manutenção e eficiências compatíveis com sistemas de lodos ativados.

Jordão (2011) e Metcalf e Eddy (2016) afirmam que o tratamento de esgotos sanitários em filtros percoladores apresentam uma eficiência de aproximadamente 90% na remoção de matéria orgânica biodegradável, porém, destaca-se que os sistemas descritos por estes autores não são precedidos por reatores anaeróbios.

Porém, em 2002, Aisse *et al.* realizaram estudos em escala piloto de sistemas compostos de reatores anaeróbios seguidos de filtros percoladores, com a exceção de operar FBP de alta taxa, foram verificados índices elevados de remoção de matéria orgânica (DQO) e Sólidos Totais. Ainda, segundo os autores, o filtro apresentou o efluente final com concentrações de DBO < 30 mg/L, utilizando taxas de aplicação superficial de até 30 m³/m² d¹ e cargas orgânicas volumétricas de até 1,0 kg DBO/m³ d¹, corroborando os resultados apresentados no presente estudo.

Contudo, os trabalhos realizados por Fonseca et al. (2009) investigando as influências de fatores ambientais e condições operacionais do FBP apresentaram eficiências do FBP variando entre 67 e 83% para SST, de 34 a 63% para DQO e de 55 a 65% para DBO corroborando com os resultados apresentados no presente estudo.

O processo de nitrificação observado nas campanhas de 24 horas, são ratificados quando comparamos como os trabalhos realizados por Almeida et al. (2009) que estudaram sistema similares em escala piloto, com diferentes meios de enchimento e o objetivo de estabelecer as melhores condições operacionais para a nitrificação. Neste estudo foram observadas eficiências de remoção de nitrogênio amoniacal de até 50%, porém, as eficiências de remoção de nitrogênio amoniacal caíram 26% e 32% quando foi aumentada a taxa de aplicação volumétrica. Deste modo, os estudos apontam que para obtenção de maiores eficiências de remoção de nitrogênio amoniacal seriam necessários maiores volumes enchimentos.

A mesma conclusão pode ser extrapolada para o presente estudo uma vez que o efluente inicia o processo de nitrificação do efluente, contudo, este ocorre apenas de

forma parcial, sendo necessário maior tempo de contato do efluente com o biofilme caso seja desejada a nitrificação completa do efluente.

A tabela 27 relaciona os resultados de alguns trabalhos realizados com sistemas de tratamento de esgotos domésticos dotados de reatores anaeróbios seguidos por filtro percoladores.

TABELA 27 – DESEMPENHO DE SISTEMAS DE TRATAMENTO DE RALF + FBP

Referências	Meio suporte	TAS (m³/m².dia)	COV (DQO) (kg/m³.dia)	TAS (filme) (g/m².dia)	Eficiência de remoção de:		
					DQO	DBO	NKT
Aisse et al., 2002	Brita 4	20	1,1	-	54,0	-	-
	Brita 4	30	1,6	-	44,8	-	-
	Brita 4	40	2,8	-	38,1	-	-
Almeida, 2007	Escoria	10	0,69	11,5	56,1%	61,0%	45,5%
	Escoria	20	1,4	23,3	31,8%	36,4%	23,3%
	Anel Randômico	10	0,69	8,6	49,1%	42,4%	27,3%
	Anel Randômico	20	1,4	17,5	33,0%	27,3%	19,4%
	DHS	10	0,69	7,9	65,3%	59,3%	48,0%
	DHS	20	1,4	16,1	58,0%	56,4%	26,7%
	Conduite	10	0,69	3,1	53,8%	50,8%	20,8%
	Conduite	20	1,4	6,4	42,0%	29,1%	24,1%
Fonseca, 2011	Anel Randômico	20	0,72	9,0	63,0%	62,5%	12,5%
	Anel Randômico	10	0,35	4,4	58,1%	55,0%	24,3%
	Anel Randômico	5	0,17	2,1	33,7%	64,6%	20,5%
Frade, 2003	Escoria	14	1,48	24,7	42,5%	56,3%	13,3%
	Escoria	14	1,3	21,7	47,8%	66,7%	3,4%
	Escoria	14	0,76	12,7	41,1%	47,7%	17,4%
Almeida, 2009	Rotopack	19	1,61	12,2	49,4%	49,0%	12,5%
	Rotosponge	19	1,77	61,0	52,9%	45,1%	12,5%
Almeida et al., 2011	Rotopack	15	0,67	5,1	-	-	40,0%
	Rotopack	15	0,47	3,6	-	-	42,2%
	Rotosponge	15	0,67	23,1	-	-	0,0%
	Rotosponge	15	0,47	16,2	-	-	0,0%
Moraes et al., 2011	Brita 4	13,3	1,43	23,8	67,9%	65,1%	-

5.3 ESTIMATIVA DA CONSTANTE DE DECAIMENTO OBSERVADA NA ETE LAPA

Para um melhor entendimento dos processos de tratamento que ocorrem na ETE Lapa o presente estudo utilizou-se dos dados apresentados para estimar a velocidade de transformação dos diferentes substratos (k) ao longo do processo de tratamento.

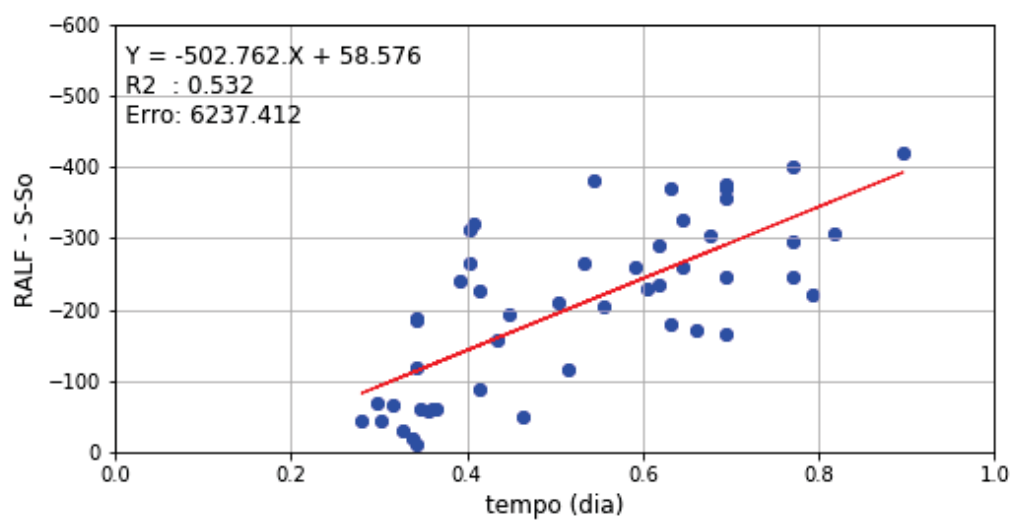
5.3.1 Cálculo da constante de decaimento bacteriano da DBO

As unidades de tratamento estudadas, reator anaeróbio tipo RALF e filtro biológico percolador, utilizam-se de processos biológicos no tratamento da matéria orgânica, assim, a avaliação da velocidade de degradação da sua fração biodegradável é uma etapa importante para a avaliação do sistema de tratamento.

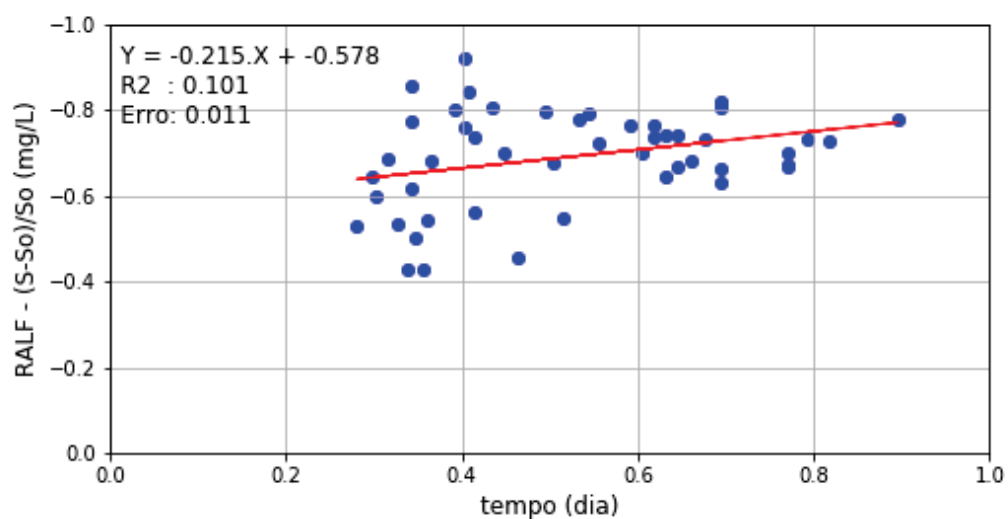
A primeira unidade estudada foi o reator anaeróbio tipo RALF. A Figura 45 apresenta os ajustes dos dados observados às simulações de reatores de mistura completa e de fluxo pistão, variando diferentes ordens de reação.

Com base nos gráficos apresentados pode-se concluir que a simulação que melhor se ajustou aos dados de DBO resultantes do monitoramento do reator anaeróbio no ano de 2018 foi a de mistura completa e reação de ordem zero, a qual apresentou um coeficiente de determinação (R^2) de 0,53. Porém, mesmo com a melhor correlação, o ajuste apresentou um erro quadrado médio superior a 6.235, o que se refere à grande dispersão dos dados de monitoramento.

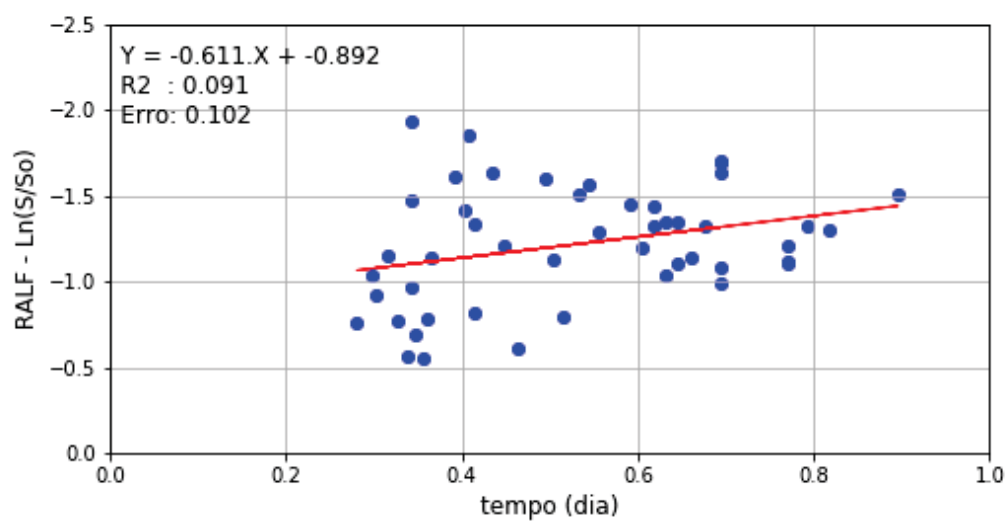
FIGURA 45 — AJUSTE DADOS DE DBO DO RALF DA ETE LAPA (A) REATOR DE MISTURA COMPLETA/FLUXO PISTÃO COM REAÇÃO DE ORDEM ZERO; (B) REATOR DE MISTURA COMPLETA COM REAÇÃO DE PRIMEIRA ORDEM; (C) REATOR DE FLUXO PISTÃO COM REAÇÃO DE PRIMEIRA ORDEM.



(A)



(B)



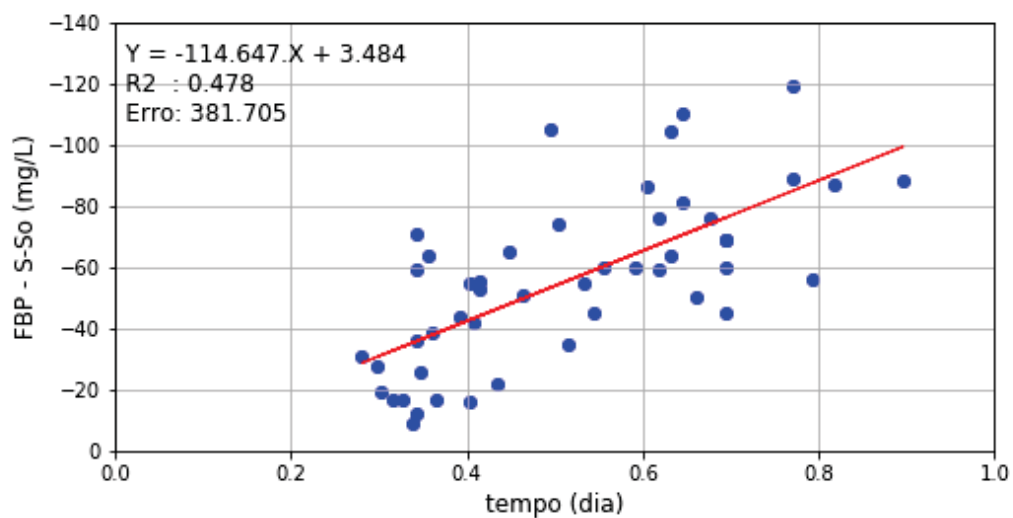
(C)

Assim, o valor da velocidade de transformação da DBO no reator anaeróbio que melhor se ajustou às unidades estudadas foi de $-502,8 \text{ dia}^{-1}$, considerando a reação de ordem zero.

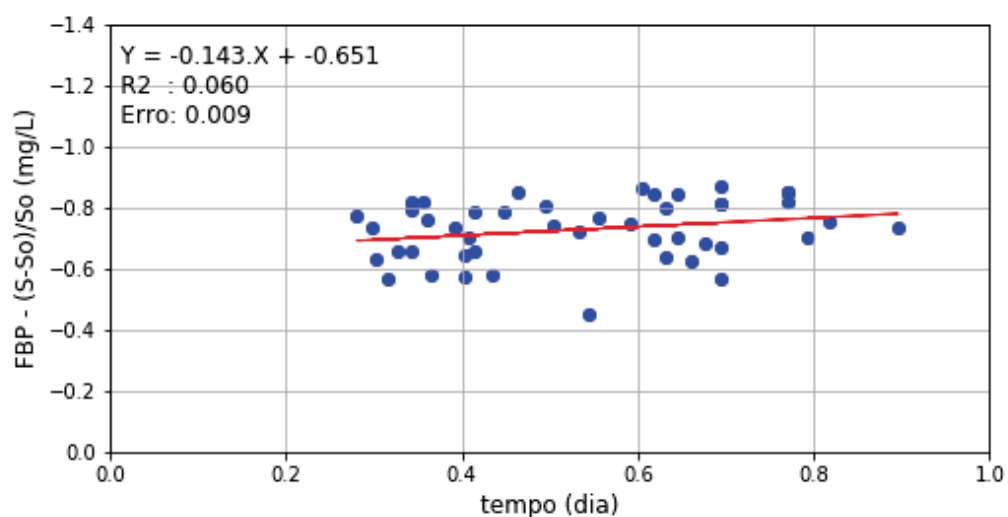
É importante lembrar que a simulação de ordem zero, quando simula regime permanente, não diferencia os regimes hidráulicos de mistura completa do fluxo pistão, deste modo, não foi possível realizar qualquer consideração relativa ao regime hidráulico desta unidade de tratamento.

De forma análoga, foram realizados os mesmos ajustes para os dados de monitoramento do filtro percolador, os resultados podem ser observados na Figura 46.

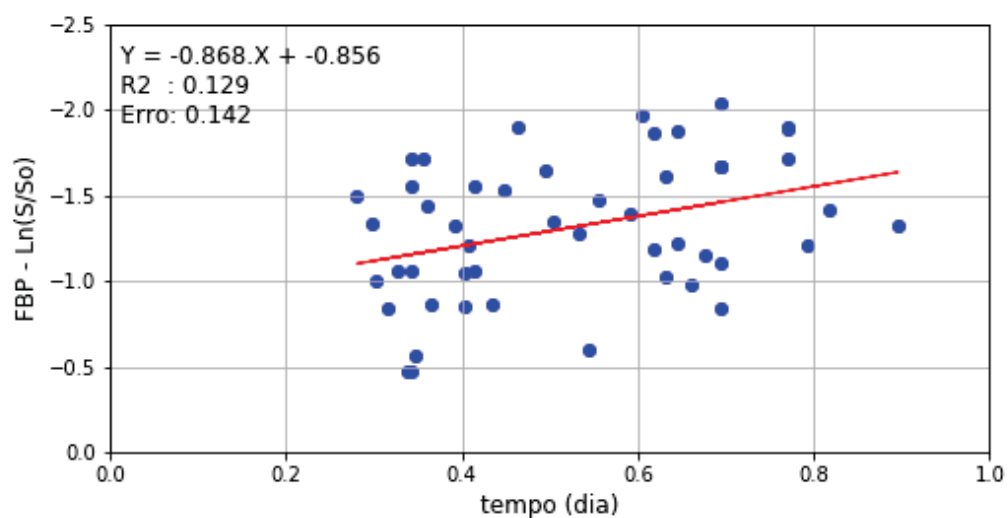
FIGURA 46 — AJUSTE DADOS DE DBO DO RALF DA ETE LAPA (A) REATOR DE MISTURA COMPLETA/FLUXO PISTÃO COM REAÇÃO DE ORDEM ZERO; (B) REATOR DE MISTURA COMPLETA COM REAÇÃO DE PRIMEIRA ORDEM; (C) REATOR DE FLUXO PISTÃO COM REAÇÃO DE PRIMEIRA ORDEM.



(A)



(B)



(C)

Da mesma forma, com base nos gráficos apresentados pode-se concluir que a simulação que melhor se ajusta aos dados de monitoramento do FBP, apresentados no ano de 2018, também foi a simulação de ordem zero, apresentando um coeficiente de determinação de 0,48, com um erro quadrado médio superior a 381,7.

Assim, da mesma forma que no RALF, não foi possível determinar o regime hidráulico do filtro biológico. O valor da velocidade de transformação da DBO no processo de filtração biológica que melhor se ajustou às unidades estudadas foi de $114,65 \text{ dia}^{-1}$, considerando-se a reação de ordem zero.

Destaca-se que parte da dispersão nos valores dos dados utilizados para realizar os ajustes sofreu influência direta da alta variação de temperatura do efluente que oscilou no período de estudo entre 15°C e 24°C , com uma média de 20°C .

Desta forma, o presente estudo considerou os valores da velocidade de reação (k) já ajustados para a temperatura média.

5.3.1.1 Ajuste dos dados de DBO mês a mês

Com o objetivo de verificar a influência da temperatura no ajuste das simulações, os dados de DBO e vazão foram agrupados mês a mês para avaliar a variação da velocidade de reação, bem como no ajuste das curvas. Os gráficos resultantes deste processo compõem o **Anexo 9.8**. Os valores da velocidade de reação e do ajuste das curvas podem ser visualizados nas Tabelas 28 e 29, respectivamente.

TABELA 28 –ETE LAPA: VELOCIDADE DE DECAIMENTO (k) – DBO – MÊS A MÊS

	RALF			FBP		
	R0	FP_R1	MC_R1	R0	FP_R1	MC_R1
Janeiro	-2.890,94	-16,57	-3,14	22,70(*)	0,85(*)	0,28(*)
Fevereiro	-1.323,66	-0,39	-0,12	-334,16	-2,02	-0,68
Março	-1.123,88	-8,39	-2,99	-215,64	-7,26	-3,06
Abril	-348,72	0,75 (*)	0,13 (*)	-78,56	-0,59	-0,34
Maio	175,32(*)	1,70(*)	0,43 (*)	156,73(*)	11,68(*)	2,71(*)
Junho	-1.887,95	-2,35	-0,65	-359,07	-1,70	-0,40
Julho	-431,94	1,57(*)	0,43 (*)	-526,69	-3,99	-1,13
Agosto	-1.309,53	-2,64	-0,70	66,77(*)	3,20(*)	0,66(*)
Setembro	-480,70	-1,49	-0,68	-109,53	-0,42	-0,06
Outubro	-36,43	1,09 (*)	0,51 (*)	-135,26	-3,45	-0,76
Novembro	-802,68	-2,59	-0,66	79,78(*)	1,38(*)	0,40(*)
Dezembro	-1.022,41	-3,70	-1,15	-144,82	-5,08	-1,96

NOTA: (*) itens descartados por apresentarem valores fisicamente incoerentes.

TABELA 29 – COEFICIENTE DE AJUSTE (R^2) – DBO – MÊS A MÊS

	RALF			FBP		
	R0	FP_R1	FP_R1	R0	FP_R1	FP_R1
Janeiro	0,75(*)	0,61(*)	0,47	0,00	0,01	0,01
Fevereiro	0,25	0,00	0,01	0,45	0,11	0,11
Março	0,84(*)	0,68(*)	0,76(*)	0,27	0,51(*)	0,63(*)
Abril	0,54(*)	0,39	0,34	0,44	0,06	0,11
Mai	0,02	0,67(*)	0,68(*)	0,09	0,81(*)	0,84(*)
Junho	0,73	0,66(*)	0,68(*)	0,90(*)	0,29	0,22
Julho	0,15	0,47	0,47	0,92(*)	0,55(*)	0,46
Agosto	0,77(*)	0,86(*)	0,82(*)	0,02	0,34	0,31
Setembro	0,71(*)	0,91(*)	0,93(*)	0,34	0,17	0,16
Outubro	0,03	0,06	0,03	0,23	0,58(*)	0,45
Novembro	0,73(*)	0,82(*)	0,84(*)	0,23	0,07	0,13
Dezembro	0,52(*)	0,58(*)	0,62(*)	0,63(*)	0,60(*)	0,64(*)

NOTA: (*) itens descartados por apresentarem valores fisicamente incoerentes.

Apesar de ser esperada certa variabilidade entre os resultados obtidos, através dos ajustes dos dados de DBO às simulações propostas, alguns dos valores obtidos ficaram fora da faixa de valores possíveis. Por exemplo, 27,7% dos valores obtidos para velocidade de reação foram descartados simplesmente por apresentarem valores positivos, o que seria incoerente uma vez que em todos os meses estudados foi observada uma redução na concentração do substrato estudado, e não o contrário o que é indicado pelo valor positivo da constante.

Contudo, apesar de quase um terço dos valores de “k” terem sido descartados, como citado anteriormente, o ajuste dos dados mês a mês corrobora com a premissa de que o filtro biológico percolador em estudo se ajusta melhor à simulação de reação de ordem zero, apresentado ajustes de 0,90 e 0,92 para os meses de Junho e Julho. Contudo, valores de ajustes acima de 0,8 também foram observados nas demais simulações.

Para o reator anaeróbio os valores de ajuste se distribuíram uniformemente entre as simulações estudadas, sendo possível observar valores de determinação superior a 0,8, mas também inferiores a 0,1 em todas as simulações.

5.3.1.2 Ajuste dos dados de DBO conforme sazonalidade

Devido aos valores resultantes dos ajustes mês a mês terem gerado resultados com uma variabilidade muito grande, optou-se por agrupar os dados conforme as estações do ano:

- Verão: Janeiro, Fevereiro e Março;
- Outono: Abril, Maio e Junho,
- Inverno: Julho, Agosto e Setembro; e
- Primavera: Outubro, Novembro e Dezembro.

Os valores da velocidade de reação e do ajuste das curvas podem ser visualizados na Tabela 30.

TABELA 30 – VELOCIDADE DE DECAIMENTO (k) – DBO – POR ESTAÇÕES DO ANO

		RALF			FBP		
		R0	FP_R1	MC_R1	R0	FP_R1	MC_R1
Verão	K	-1132,96	-4,69	-1,93	-145,89	-1,67	-0,29
	R2	0,33	0,24	0,26	0,10	0,03	0,01
	Erro	3535,62	0,10	0,01	245,27	0,12	0,01
Outono	K	-341,22	0,09(*)	0,15(*)	-125,39	0,12(*)	0,08(*)
	R2	0,52	0,00(*)	0,15(*)	0,37	0,00(*)	0,02(*)
	Erro	1643,00	0,06(*)	0,00(*)	466,42	0,08(*)	0,01(*)
Inverno	K	-291,87	-0,12	-0,05	-71,54	0,28(*)	0,06(*)
	R2	0,13	0,00	0,01	0,16	0,02(*)	0,02(*)
	Erro	5785,44	0,03	0,00	526,99	0,09(*)	0,00(*)
Primavera	K	-744,80	-1,92	-0,62	-69,24	0,13(*)	0,04(*)
	R2	0,77	0,60	0,57	0,28	0,00(*)	0,01(*)
	Erro	3257,05	0,05	0,01	249,22	0,10(*)	0,01(*)

NOTA: (*) itens descartados por apresentarem valores fisicamente incoerentes.

Mesmo após o agrupamento dos dados muitos dos valores obtidos ficaram fora da faixa possível, de forma similar ao que tinha sido observado nas análises mês a mês. Neste caso, 33,3% dos valores obtidos para velocidade de reação foram descartados por apresentarem valores positivos.

Novamente, corroborando as observações das análises mês a mês, o filtro biológico percolador estudado se ajusta melhor à simulação de reação de ordem zero, apesar de os melhores coeficientes de ajuste apresentados estarem entre 0,25 e 0,40.

Para o reator anaeróbio os valores de ajuste se distribuíram uniformemente entre as simulações estudadas, contudo, neste caso, é possível verificar melhores ajustes em simulações de ordem zero, ratificando também os ajustes realizados com todos os dados.

Observando agora os valores resultantes de k , foi possível constatar uma maior velocidade de degradação no verão, cujas temperaturas são mais elevadas, (temperatura média de 22°C), e menores no inverno com temperaturas de efluente mais amenas (temperatura média de 18°C).

5.3.1.3 Ajuste dos dados de DBO conforme regime de chuvas

Quando os dados são divididos, entre as coletas realizadas, em períodos com e sem chuva verifica-se que há uma variação considerável na vazão de efluente tratado, sendo em períodos de chuva em média de 76 L/s, e sem chuva em média de 51 L/s. Porém, não é constatada a mesma variação nos dados de temperatura do efluente, que se mantém em média em torno de 20°C (19,9°C e 20,0°C).

Entretanto, verificou-se que a carga orgânica resultante das amostras do esgoto bruto em dias de chuva também decai com o aumento da vazão. Deste modo, verificou-se que a carga orgânica em períodos chuvosos era de 1.031 kg de DBO/dia, enquanto nos períodos de estiagem a carga foi de 1.407 kg de DBO/dia. O mesmo não foi verificado na saída dos reatores anaeróbios que apresentou uma carga orgânica em torno de 365 kg de DBO/dia, independente do regime de chuvas.

Assim, para verificar as consequências da variação da vazão e da carga orgânica na cinética bacteriana nas unidades de tratamento foram realizadas simulações para ambos os agrupamentos de dados. Os valores da velocidade de reação e do ajuste das curvas podem ser visualizados na Tabela 31.

TABELA 31 – VELOCIDADE DE DECAIMENTO (k) DBO – CONFORME REGIME DE CHUVAS

		RALF			FBP		
		R0	FP_R1	MC_R1	R0	FP_R1	MC_R1
Com Chuvas	K	-97,91	-0,54	-0,29	-554,35	-0,69	-0,22
	R2	0,10	0,02	0,09	0,45	0,07	0,04
	Erro	330,92	0,15	0,01	5554,09	0,09	0,01
Sem Chuvas	K	-119,21	-0,72	-0,17	-363,96	0,43(*)	0,09(*)
	R2	0,41	0,07	0,07	0,32	0,06(*)	0,03(*)
	Erro	433,82	0,13	0,01	5866,27	0,06(*)	0,004(*)

NOTA (*) itens descartados por apresentarem valores fisicamente incoerentes.

Para o reator anaeróbio os valores de ajuste corroboram os resultados anteriores, sendo possível observar melhores ajustes em simulações de ordem zero. Porém, verifica-se que a constante de decaimento é maior quando o reator opera com uma carga orgânica mais elevada.

No que se refere ao filtro foi verificado um resultado fora do esperado, apresentando ajustes com melhores correlações quando observadas as medições realizadas em períodos com chuva, sendo que nestes os valores da constante de decaimento bacteriano também apresentaram-se superiores.

Com base nestes resultados, pode se aventar que o reator anaeróbio se ajustou melhor (coeficiente de determinação mais próximos a 1) e apresentou melhores resultados (valores de k de maior intensidade) quando submetido a cargas orgânicas mais elevadas e vazão reduzida, enquanto o filtro percolador apresentou melhores resultados quando submetido a uma carga orgânica mais diluída, mesmo sob vazões mais elevadas.

5.3.2 Cálculo da constante de decaimento bacteriano de N-NH_4

De forma análoga aos ajustes de curvas realizadas com os dados de matéria orgânica, o presente estudo também realizou ajustes de curvas para nitrogênio amoniacal, resultante das campanhas de 24 horas.

Entretanto, os ajustes realizados com os dados de nitrogênio amoniacal, a montante e a jusante do filtro percolador, não resultou em coeficientes de determinação acima de 0,02 apresentando uma correlação muito baixa entre os dados e as simulações propostas.

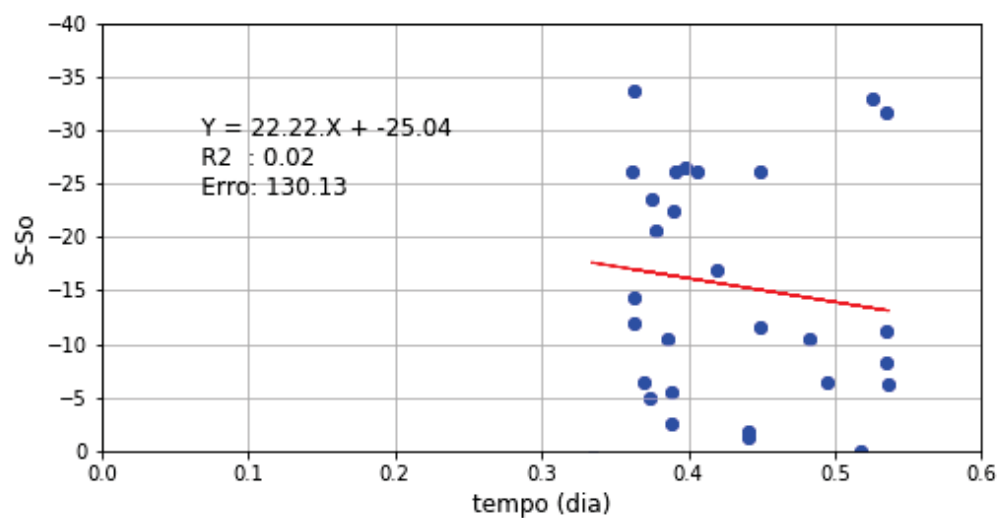
Ainda, a maior parte dos ajustes resultou em uma constante “ k ” positiva, o que sugeriria uma formação de nitrogênio amoniacal durante o processo de tratamento, o que não ocorre na realidade. Os valores de “ k ”, bem como os coeficientes de determinação citados, podem ser verificados na tabela 32 e na Figura 47.

TABELA 32 – VELOCIDADE DE DECAIMENTO (K) DOS DADOS DE NH_4

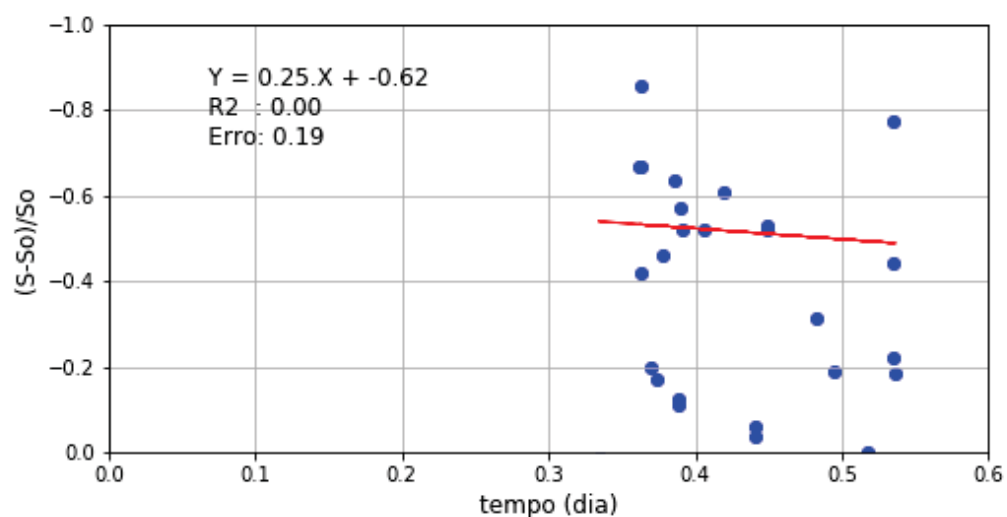
		Ordem Zero	Primeira Ordem		Primeira Ordem	
			Mistura Completa	Fluxo Pistão	Mistura Completa	Fluxo Pistão
Campanha 01	K	22,223(*)	0,2511(*)	0,3067(*)	-0,0172	0,0009(*)
	R2	0,0153	0,0013	0,0055	0,0021	0,0000
	Erro	130,1294	0,1932	0,0696	0,0006	0,0001

NOTA: (*) itens descartados por apresentarem valores fisicamente incoerentes.

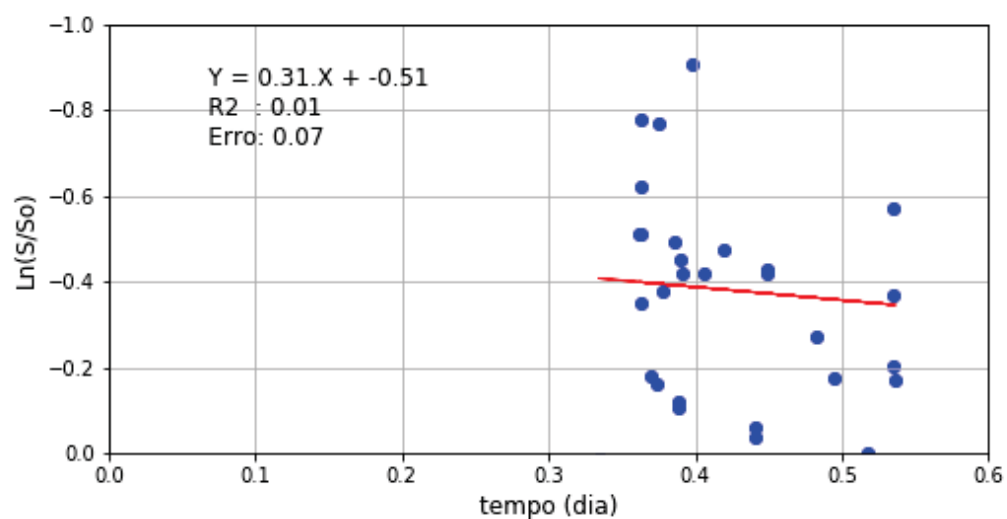
FIGURA 47 — AJUSTE DE DADOS DE DBO DO RALF DA ETE LAPA (A) REATOR DE MISTURA COMPLET /FLUXO PISTÃO COM REAÇÃO DE ORDEM ZERO; (B) REATOR DE MISTURA COMPLETA COM REAÇÃO DE PRIMEIRA ORDEM; (C) REATOR DE FLUXO PISTÃO COM REAÇÃO DE PRIMEIRA ORDEM; (D) REATOR DE MISTURA COMPLETA COM REAÇÃO DE PRIMEIRA ORDEM; (E) REATOR DE FLUXO PISTÃO COM REAÇÃO DE PRIMEIRA ORDEM.

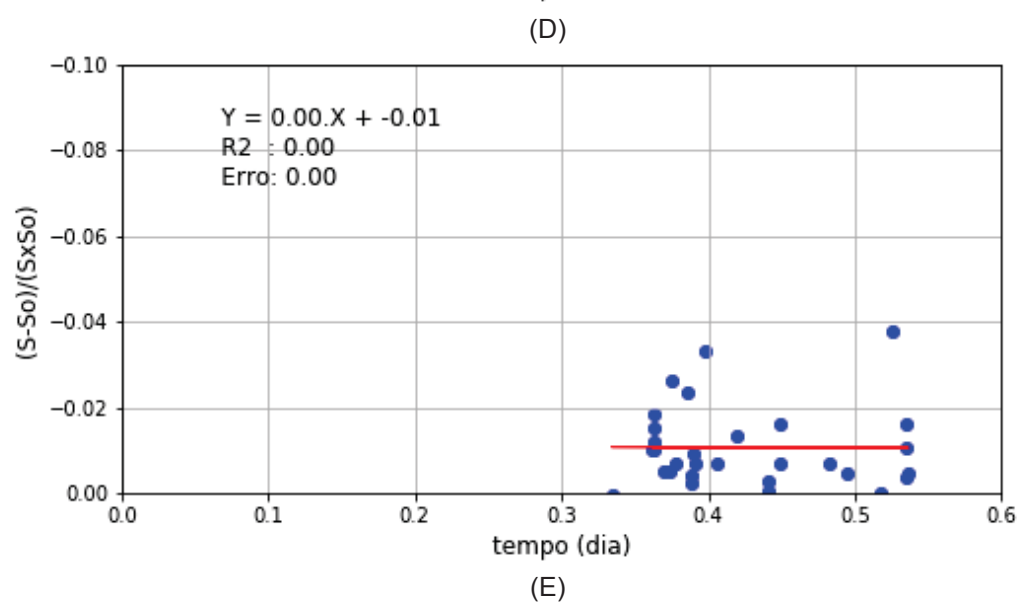
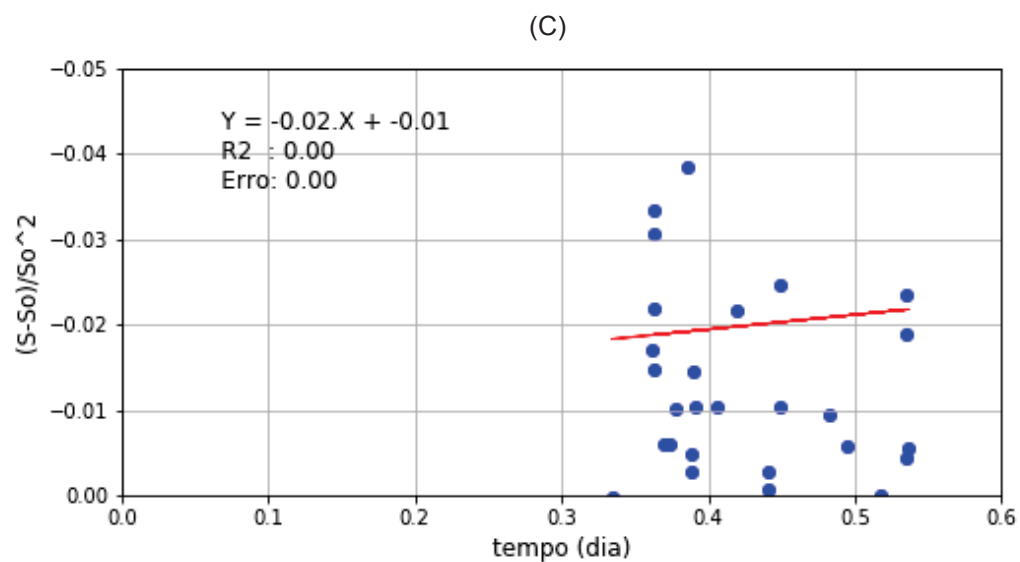


(A)



(B)





Como alternativa para conseguir um melhor ajuste os dados de NH_4 foram segregados para cada uma das campanhas, com resultados verificados na Tabela 33.

TABELA 33 – VELOCIDADE DE DECAIMENTO (k) – DBO - MÊS A MÊS

	Ordem	Primeira Ordem			Primeira Ordem	
		Zero	Mistura Completa	Fluxo Pistão	Mistura Completa	Fluxo Pistão
Campanha 01	K	80,61(*)	2,26(*)	1,57(*)	0,06(*)	0,03(*)
	R2	0,17	0,19	0,20	0,19	0,22
	Erro	124,66	0,09	0,04	0,00	0,00
Campanha 02	K	-2,43	-0,76	-0,03	-0,07	0,00
	R2	0,00	0,01	0,00	0,02	0,00
	Erro	99,87	0,35	0,11	0,00	0,00
Campanha 03	K	-43,44	-2,24	-1,76	-0,12	-0,07
	R2	0,29	0,30	0,33	0,28	0,32
	Erro	15,69	0,04	0,02	0,00	0,00

NOTA: (*) itens descartados por apresentarem valores fisicamente incoerentes.

Apesar da segregação dos dados melhorar os valores de ajuste, os coeficientes de determinação resultantes permaneceram muito baixos, principalmente nas campanhas 01 e 02 que apresentaram um conjunto de pontos mais numerosos.

Destaca-se que os ajustes realizados com os dados da campanha 01 resultou em valores de k positivos, o que, como já foi discutido, não corresponde à realidade observada no monitoramento dos filtros percoladores, item 5.2.2.

Apesar do fato citado, a campanha 03 apresentou melhor ajuste às simulações propostas e, diferente do que foi apresentado no item 5.3.1 - Cálculo da constante de decaimento bacteriano da DBO, indica que as simulações de fluxo pistão com reação de primeira e segunda ordem é mais adequada, com uma constante de decaimento do nitrogênio amoniacal de $1,76 \text{ dia}^{-1}$ e $0,07 \text{ dia}^{-1}$

5.3.3 Discussão

Os valores obtidos para as diferentes simulações realizadas com os dados de DBO e de NH_4 indicaram que os regimes de operação das unidades de tratamento são: (i) de mistura completa para o reator anaeróbico; e (ii) de fluxo pistão para o filtro biológico percolador.

Nos trabalhos realizados com filtros nitrificantes apresentados por Paeker et al. (1989), Boller e Gujer (1986), Gönenç e Harremões (1985) sugere-se que a taxa de nitrificação diminui com a profundidade, sendo que devem ser consideradas diferentes ordens de reação ao longo da camada filtrante, conforme varia a concentração de

nitrogênio amoniacal. Generalizando-se tal premissa, compreende-se que o ajuste dos dados de concentração a montante e a jusante do filtro percolador dificilmente seriam ajustados em uma única equação, como foi observado nas tentativas de ajuste das simulações apresentadas no presente estudo.

Segundo Haandel e Lettinga (1994) os valores de 'k' atribuídos para o tratamento anaeróbio disponíveis na literatura parecem pouco confiáveis.

Bewtra e Biswas (2006) assumiram que o comportamento hidráulico dos filtros se aproxima do fluxo pistão e que a remoção de substrato ocorre através de uma cinética de reação de primeira ordem, entretanto, no presente estudo observou-se melhores ajustes com simulações de ordem zero.

Contudo, estudo realizado por Busato, em 2004, apresentou valores de decaimento bacteriano para diferentes simulações de reatores com reação de primeira ordem, sendo de $0,56 \text{ dia}^{-1}$ para simulação de reator de mistura completa e de $0,46 \text{ dia}^{-1}$ para simulações de reatores de fluxo pistão. Destaca-se que os valores apresentados por Busato (2004) são oriundos de simulações realizadas para filtros anaeróbios instalados pós reatores anaeróbios, porém, ainda assim, são muito mais próximos aos apresentados no presente estudo, de $-0,21 \text{ dia}^{-1}$ e $-0,61 \text{ dia}^{-1}$, respectivamente, que é bastante abaixo de $2,0 \text{ dia}^{-1}$ proposto por Henze e Harremoes (1983).

O trabalho de Santos (2005), além de fornecer os dados para as simulações matemáticas, expôs os resultados de cálculos das constantes de decaimento bacteriana de DBO para reatores tipo fluxo pistão, as quais situaram-se entre $0,42$ e $2,16 \text{ dia}^{-1}$.

No entanto, Viera (2013) chama atenção para a significativa influência do sistema de distribuição no desempenho das unidades de tratamento, na medida em que a mesma dispõe o efluente a ser tratado de forma uniforme para atingir o melhor aproveitamento do seu volume útil e reduzindo a formação de caminhos preferenciais e zonas mortas, mas aproxima a simulação de um reator de mistura completa. O autor obteve valores de constante de decaimento bacteriano para nitrogênio amoniacal de aproximadamente 2 dia^{-1} , utilizando um FBP com tempo de detenção de 3,35 horas.

Como já citado por Zhang et al. (2016) o oxigênio pode ser um o fator limitante na digestão da matéria orgânica e do nitrogênio amoniacal, contudo, o presente estudo apresentou concentração de OD acima de $2,0 \text{ mg/L}$, não representando um aspecto limitante à digestão da matéria orgânica.

6 CONSIDERAÇÕES FINAIS

6.1 CONCLUSÃO

Como ponto principal, o presente estudo evidencia a elevada eficiência na remoção da matéria orgânica carbonácea no sistema de filtração biológica pós reator anaeróbio, sendo que no RALF, bem como, no FBP ocorre uma remoção média superior a 70% da matéria orgânica biodegradável, atingindo eficiência total compatível a sistemas de tratamento unicamente aeróbios (90% a 95%).

Deste modo, o sistema de tratamento estudado apresentou ao longo do ano de 2018 um efluente final (tratado) com DBO média de 18 mg/L, resultante de uma eficiência de tratamento de 92% compatível às exigências ambientais como na Resolução CONAMA 410/2009.

Com a manutenção da operação do reator anaeróbio com um tempo de detenção mais elevado (11 horas) obteve-se um efluente com características constantes, sem apresentar variações consideráveis ao longo do período de estudo, porém, apresentando eficiência mais elevada quando submetido a cargas de matéria orgânica mais altas.

No que se refere ao filtro percolador, que operou com COV média de 1,4 kg DBO/m³.dia (baixa taxa de aplicação volumétrica), apresentou melhores resultados quando submetido a efluentes com menores cargas orgânicas, mesmo com vazões mais elevadas (resultantes de medições em períodos chuvosos). Contudo, este fato deve ser melhor investigado, pois, a melhora observada na eficiência do FBP pode ser consequência de uma queda na eficiência do reator anaeróbio, ou seja, o aumento da eficiência do filtro pode ser resultado de um maior aporte de matéria orgânica biodegradável a montante do mesmo.

De qualquer forma, pode-se afirmar com segurança que o conjunto de reatores anaeróbios seguidos de filtro percoladores resultam em uma solução eficiente e robusta capaz de suportar grandes variações de carga orgânica e de vazão no tratamento de matéria orgânica carbonácea.

Quando avaliada a eficiência do sistema de tratamento na remoção do nitrogênio amoniacal é possível verificar uma degradação do substrato estudado com uma eficiência média de apenas 20%, resultando em um efluente com uma concentração média de 30 mg/L de nitrogênio amoniacal no efluente tratado, acima do valor de referência previsto na Resolução CONAMA 430/2011 (20,0 mg/L). Contudo,

destaca-se que a degradação do nitrogênio amoniacal apenas ocorre de forma parcial, deixando evidências de que se um maior tempo de contato traria possível melhora na eficiência do tratamento deste substrato.

No estudo realizado para verificar as velocidades de consumo de substrato nas unidades de tratamento da ETE Lapa foram obtidos melhores ajustes quando consideradas reações de ordem zero, ou seja, quando não é levada em conta a concentração de substrato inicial. Este fato pode ser atribuído à pequena variação nas concentrações do substrato no efluente de entrada das unidades estudadas, o qual não é suficiente para alterar a constante de decaimento

Apesar de as concentrações de entrada serem pequenas para resultar em alterações na velocidade de reação, a falta de controle dos efeitos externos em uma estação de tratamento em escala plena impossibilitou a obtenção de ajustes com coeficientes de determinação adequados, resultando em velocidades de reação pouco precisos.

6.2 ESTUDOS FUTUROS

A maior dificuldade na elaboração dos estudos apresentados neste documento foi a grande variabilidade dos dados oriundo de uma estação de tratamento de esgoto em escala plena, deste modo, para que seja possível realizar proposições e validação de modelos fisicamente baseados, sugere-se a utilização dados oriundo de um protótipo piloto operado em condições controlada utilizando-se de esgoto doméstico real.

Uma vez com o protótipo piloto operando de forma adequada, com um modelo fisicamente baseado validado será possível alterar as condições de operação e as condições de contorno, como aumentar o tempo de contato do efluente com os microrganismos presente na camada filtrante objetivando atingir uma degradação completa do nitrogênio amoniacal

Hoje, a legislação ambiental vigente, através da Resolução CONAMA 430/2011, limita apenas o lançamento de nitrogênio amoniacal e não aborda as demais frações de nitrogênio, contudo as exigências relativas ao lançamento de efluentes tem aumentado constantemente, deste modo, é interessante avançar estudos relativos a desnitrificação do efluente incluindo fases anóxicas na linha de tratamento.

No entanto, o estudo em estações de tratamento em escala plena continuam sendo uma opção bastante interessante para os trabalhos vindouros, porém, o presente estudo evidencia uma grande dificuldade quando utilizamos modelos fisicamente

baseados devido à grande influencia das condições de contorno, resultando em dados com grande variabilidade. Desta forma, uma alternativa que pode se mostrar atraente é a utilização de modelos estatísticos, utilizando-se de análises multiparamétricas na avaliação do processo de tratamento.

REFERÊNCIAS

- AHN, Young-Ho. Sustainable nitrogen elimination biotechnologies: a review. *Process Biochemistry*, v. 41, n. 8, p. 1709-1721, 2006..
- AISSE, M. M.; LOBATO, M. B.; BONA, A.; et al. **Avaliação do sistema reator UASB e Filtro Biológico para o tratamento de esgoto sanitário**. In: XXVII Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental, 2000.
- AISSE, M. M.; LOBATO, M. B.; JÜRGENSEN, D.; SOBRINHO, P. A. **Tratamento de efluentes de reatores anaeróbios no estado do Paraná (Brasil)**. In: Congresso Interamericano de Ingeniria Sanitaria y Ambiental, 2002.
- AGÊNCIA NACIONAL DE ÁGUAS. Secretaria Nacional de Saneamento Ambiental. **Atlas esgotos – Despoluição de bacias hidrográficas**. Brasília, 2017.
- APHA, AWWA, WPCF. **Standard Methods for Examination of Water and Wastewater**. New York: 21th Ed. 2012.
- ARCADIS Logos **PBEN - Projeto de Engenharia da ETE Lapa**. Curitiba, 2014.
- BARBER, W. P.; STUCKEY, D. C. Nitrogen removal in a modified anaerobic baffled reactor (ABR): 1, denitrification. **Water Research**, 2000.
- BEWTRA, J. K.; BISWAS, N. Biological Treatment of Wastewater. In: **Encyclopedia of environmental science and engineering**. Vol. 1. 5th Ed. Boca Raton: CRC Press, 2006. 649.
- BIESTERFELD, S.; FARMER, G; FIGUEROA, L.; PARKER, D.; RUSSELL, P. Quantification of denitrification potential in carbonaceous trickling filters. **Water Research**, v. 37, n. 16, p. 4011-4017, 2003.
- BOLLER, M.; GUJER, W. Nitrification in tertiary trickling filters followed by deep-bed filters. **Water research**, v. 20, n. 11, p. 1363-1373, 1986.
- BORBA, A. L. B.; NEUFFER, D.; AMARAL, K. J.; ROSS, B. Z. L. **O Método Internacional DWA para Dimensionamento de Filtros Percoladores e as Diferenças com os Métodos Praticados no Brasil: Comparação entre Resultados e a Influência do Meio Suporte**. In: CONGRESSO ABES FENASAN, 2017.
- BOTHE, H.; JOST, G; SCHLOTER, M.; WARD, B. B.; WITZEL, K. Molecular analysis of ammonia oxidation and denitrification in natural environments. **FEMS microbiology reviews**, v. 24, n. 5, p. 673-690, 2000
- BUSATO, R. **Desempenho de um filtro anaeróbio de fluxo ascendente como tratamento de efluente de reator UASB: estudo de caso da ETE de Imbituva**, 214 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Recursos Hídricos e Ambiental) - Setor de

Tecnologia, Universidade Federal do Paraná, Curitiba, 2004.

GEE, C. S.; PFEFFER, J. T.; SUIDAN, M. T. Nitrosomonas and Nitrobacter interactions in biological nitrification. **Journal of environmental Engineering**, v. 116, n. 1, p. 4-17, 1990.

CHERNICHARO, C. A. L. **Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias - Volume 5 - Reatores Anaeróbios**. Editora UF ed. Belo Horizonte, 1999.

CHERNICHARO, C. A. L. **Reatores anaeróbios**. 2ª ed., Belo Horizonte: Editora UFMG, 2015.

CONSELHO NACIONAL DE MEIO AMBIENTE (CONAMA). Resolução nº 357, de 13 de maio de 2011. Dispõe sobre a classificação dos corpos de água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes, e dá outras providências, **Diário Oficial da União**, Brasília DF, 18 de mar. 2005.

CONSELHO NACIONAL DE MEIO AMBIENTE (CONAMA). Resolução nº 410 de 05 de maio de 2009. Prorroga o prazo para complementação das condições e padrões de lançamento de efluentes, previsto no art. 44 da Resolução nº 357, de 17 de março de 2005, e no art. 3º da Resolução nº 397, de 3 de abril de 2008, do Conselho Nacional do Meio Ambiente – CONAMA. **Diário Oficial da União**. Brasília DF, 05 mai. 2009.

CONSELHO NACIONAL DE MEIO AMBIENTE (CONAMA). Resolução nº 430 de 13 de maio de 2011. Dispõe sobre condições e padrões de lançamento de efluentes, complementa e altera a Resolução nº 357, de 17 de março de 2005, do Conselho Nacional do Meio Ambiente – CONAMA **Diário Oficial da União**. Brasília DF, 13 mai. 2011.

CONNELL, E. F. A. **Caracterização da comunidade bacteriana de filtros biológicos percoladores tratando efluente anaeróbio**, 143 f. Tese (Doutorado em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos) - Escola de engenharia, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2014.

CORREA, W. C.; TULIO, T. J.; PACHECO, R. P.; SILVA, M. C. S. DA. **Comparação Técnico-Econômica de Sistemas de Pós- Tratamento - Filtros Biológicos Percoladores com Mídia Plástica Versus Lodos Ativados**. ABES/FENASAN, 2017.

COSTA, C.; DIJKEMA, C.; FRIEDRICH, M.; GARCÍA-ENCINA, P., FERNÁNDEZ-POLANCO, F. STAMS, A. J. M. Denitrification with methane as electron donor in oxygen-limited bioreactors. **Applied microbiology and biotechnology**, v. 53, n. 6, p. 754-762, 2000.

EISENTRAEGER, A.; KLAG, P.; VANSBOTTER, B.; HEYMANN, E.; DOTT, W. Denitrification of groundwater with methane as sole hydrogen donor. **Water Research**, v. 35, n. 9, p. 2261-2267, 2001.

ESTEVES, F. A. **Fundamentos de Limnologia**. 3ª Edição ed. Rio de Janeiro - RJ: 2011.

GARRIDO, J. M.; CAMPOS, J. L.; MÉNDEZ, R.; LEMA, J. M. Nitrous oxide production by nitrifying biofilms in a biofilm airlift suspension reactor. **Water Science and Technology**, v. 36, n. 1, p. 157-163, 1997.

GOMES, A. G; HENRICH, C. D. **Eficiência energética em tratamento de efluentes – renascimento da tecnologia de filtros percoladores**. FENASAN, 2014.

GONENÇ, E.; HARREMOES, P. Nitrification in rotating disc systems-II. Criteria for simultaneous mineralization and nitrification. **Water Research**, v. 24, n. 4, p. 499–505, 1990.

GUJER, W.; HENZE, M.; MINO, T.; VAN LOOSDRECHT, M. GUJER, Willi et al. Activated sludge model no. 3. **Water science and technology**, v. 39, n. 1, p. 183-193, 1999.

HAANDEL, A.C., LETTINGA, G. **Tratamento anaeróbio de esgotos. Um manual para países de clima quente**, Campina Grande: Epgraf, 1994.

HELLINGA, C.; SCHELLEN, A. A. J. C.; MULDER, J. W.; LOOSDRECHT, M. C. M. VAN; HEIJNEN, J. J. The SHARON process: an innovative method for nitrogen removal from ammonium-rich waste water. **Water science and technology**, v. 37, n. 9, p. 135-142, 1998.

HIORNS, W. D.; HASTINGS, R. C.; HEAD, I. M.; MCCARTHY, A J; SAUNDERS, J R; PICKUP, R W; HALL, G H. Amplification of 16S ribosomal RNA genes of autotrophic ammonia-oxidising bacteria. **Microbiology**, v. 141, n. 11, p. 2793-2800, 1995.

HOUBRON, E.; TORRIJOS, M.; CAPDEVILLE, B. An alternative use of biogas applied at the water denitrification. **Water science and technology**, v. 40, n. 8, p. 115-122, 1999.

JETTEN, M S M. The microbial nitrogen cycle. **Environmental microbiology**, v. 10, n. 11, p. 2903-2909, 2008.

JORDÃO, E.P; PESSÔA, C.A. **Tratamento de Esgotos Domésticos**. 6. ed. Rio de Janeiro: Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental, 2011.

LETTINGA, G.; HULSHOFF POL, L. W. Anaerobic wastewater treatment technology with emphasis to upflow anaerobic sludge bed (UASB) reactor systems. **Anaerobic Reactor Technology, Wageningen, Netherlands**, 1982.

LETTINGA, G. The anaerobic treatment approach towards a more sustainable and robust environmental protection. **Water science and technology**, v. 52, n. 1-2, p. 1-11, 2005.

MAHAN, B. M.; MYERS, R. J. **Química, um curso universitário**, 4-ed. São Paulo: Edgard Blücher, 1995.

METCALF; EDDY. **Wastewater Engineering – Treatment, Disposal and Reuse**. 5C

Edição ed. New York, 2016.

MELLER, H. S. **Avaliação de um filtro biológico percolador com meio de suporte plástico corrugado**. f. 86. Trabalho de Graduação (Engenharia Civil) - Universidade do Extremo Sul Catarinense - UNESC, Criciúma, 2009.

MONTEIRO, M. M. **Avaliação de um Filtro Biológico com Recheio de Aparas de Conduítes como Pós-Tratamento de Reator UASB: Codisposição de Lixiviado e Esgoto**, 150 f. Dissertação (Engenharia de Recursos Hídricos e Ambiental) - Setor de Tecnologia, Universidade Federal do Paraná, Curitiba, 2019

MULDER, A.; GRAAF, A. A. VAN DE; ROBERTSON, L. A.; KUENEN, J. G. Anaerobic ammonium oxidation discovered in a denitrifying fluidized bed reactor. **FEMS microbiology ecology**, v. 16, n. 3, p. 177-183, 1995.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR 12.209**: Elaboração de projetos hidráulico-sanitários de estações de tratamento de esgotos sanitários. Rio de Janeiro. 2011.

OKEY, W.; ALBERTSON, O.E. (1989b). Evidence for oxygen-limiting conditions during tertiary fixed-film nitrification. **Journal of water pollution control federation**. v.61, n.4, p.510-519.

OLESZKIEWICZ, J. A. Biofiltration design based on volumetric loading. **Journal Water Pollution Control Federation**, p. 2906-2913, 1980.

OTTE, S.; GROBBEN, N. G; ROBERTSON, L. A.; JETTEN, M. S.; KUENEN, J. G Nitrous oxide production by *Alcaligenes faecalis* under transient and dynamic aerobic and anaerobic conditions. **Appl. Environ. Microbiol.**, v. 62, n. 7, p. 2421-2426, 1996.

PAINTER, H.A. (1986). Nitrification in the treatment of sewage and wastewaters. In **Nitrification**. Press:Oxford, UK.

PARKER, D.; LUTZ, M.; DAHL, R.; BERNKOPF, S. Enhancing reaction rates in nitrifying trickling filters through biofilm control. **Journal (Water Pollution Control Federation)**, p. 618-631, 1989.

PARKER, D. S.; RICHARDS, T. Nitrification in trickling filters. **Journal Water Pollution Control Federation**, p. 896-902, 1986.

RAJAPAKSE, J. P.; SCUTT, J. E. Denitrification with natural gas and various new growth media. **Water research**, v. 33, n. 18, p. 3723-3734, 1999.

STAR, W. R. L. VAN DER; ABMA, W. R.; BLOMMERS, D.; MULDER, J-W; TOKUTOMI, T; STROUS, M.; PICIOREANU, C.; VAN LOOSDRECHT, M. C. M. Startup of reactors for anoxic ammonium oxidation: experiences from the first full-scale anammox reactor in Rotterdam. **Water research**, v. 41, n. 18, p. 4149-4163, 2007.

SURMACZ-GÓRSKA, J.; CICHON, A.; MIKSCH, K. Nitrogen removal from wastewater

with high ammonia nitrogen concentration via shorter nitrification and denitrification. **Water Science and Technology**, v. 36, n. 10, p. 73-78, 1997.

SUSCHKA, J. Hydraulic performance of percolating biological filters and consideration of oxygen transfer. **Water Research**, v. 21, n. 8, p. 865-873, 1987.

SZWERINSKI, H.; ARVIN, E.; HARREMOËS, P.. pH-decrease in nitrifying biofilms. **Water Research**, v. 20, n. 8, p. 971-976, 1986.

TOSCANI, D. C. R. **Avaliação e Aplicação de Simulações Matemáticas para Definição de Regime Hidráulico e Constantes Cinéticas de Remoção de Matéria orgânica em Reatores de Tratamento de Esgoto Sanitário**, 205 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Recursos Hídricos e Ambiental) - Setor de Tecnologia, Universidade Federal do Paraná, Curitiba, 2010.

USEPA. **Wastewater Technology Fact Sheet -Trickling Filter Nitrification**, 2000.

VICTORIA, J. A. R. **Filtro biológico aeróbio-anóxico para remoção de nitrogênio de efluentes de reatores UASB**. 2006. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2006.

VIEIRA, P. C.; VON SPERLING, M. V.; AMARAL, V. P.; OLIVEIRA, R. C. **Desempenho de uma Concepção Inovadora de um Filtro Biológico Percolador (Tipo Aberto) no Pós-Tratamento de Efluente de Reator UASB**. ABES/FENASAN, 2014.

VON SPERLING, M. V. **Principio do Tratamento Biológico de Águas Residuarias - Volume 7** - Estudo e modelagem da qualidade da água de rios. 2ª Edição ed. Belo Horizonte: 2014.

VON SPERLING, M. V. **Principio do Tratamento Biológico de Águas Residuarias - Volume 2** - Estudo e modelagem da qualidade da água de rios. 2ª Edição ed. Belo Horizonte: 2002.

WIK, T. Trickling filters and biofilm reactor modelling. **Reviews in Environmental Science and Biotechnology**, v. 2, n. 2-4, p. 193-212, 2003., 2003.

ZHANG, X.; LI, J.; YU, Y.; XU, R.; WU, Z. Biofilm characteristics in natural ventilation trickling filters (NVTfS) for municipal wastewater treatment: Comparison of three kinds of biofilm carriers. **Biochemical Engineering Journal**, v. 106, p. 87-96, 2016.

APÊNDICES

TABELA A - EFICIÊNCIA DO TRATAMENTO PRIMÁRIO/SECUNDÁRIO (REATOR ANAERÓBIO) (CONTINUA)

Data		Eficiência na remoção de:				Consumo de:	
Dia	Mês	DQO	DBO	SST	M.SED.	pH	Alcalinidade
01	Janeiro	26,8%	56,3%	7,9%	72,5%	0,10	48,00
09	Janeiro	92,8%	96,8%	95,2%	97,5%	0,05	-171,50
17	Janeiro	51,0%	-	30,9%	41,2%	0,30	28,00
22	Janeiro	46,4%	68,4%	65,3%	95,0%	0,20	25,00
28	Janeiro	70,2%	-	69,2%	95,7%	-0,30	-3,00
07	Fevereiro	49,6%	77,1%	71,0%	92,0%	-0,60	-72,00
14	Fevereiro	72,1%	-	84,5%	81,3%	0,25	-2,00
21	Fevereiro	67,5%	80,0%	63,1%	70,0%	-0,70	-46,00
25	Fevereiro	53,5%	73,7%	59,4%	60,0%	-0,70	66,00
04	Março	-	-	51,5%	93,8%	-0,60	-8,00
14	Março	15,2%	50,0%	38,9%	0,0%	-0,80	-75,00
19	Março	69,6%	80,5%	58,0%	94,5%	-0,30	53,00
27	Março	-8,5%	42,9%	29,3%	16,7%	-0,10	3,00
03	Abril	69,3%	85,5%	78,1%	98,6%	-0,60	-48,00
09	Abril	76,8%	84,2%	76,2%	86,7%	-0,80	-40,00
15	Abril	78,0%	-	77,1%	91,7%	-1,00	32,00
24	Abril	67,8%	81,8%	77,5%	81,8%	-1,10	-47,00
02	Maio	55,5%	73,3%	38,1%	53,3%	-1,20	-27,00
08	Maio	72,7%	73,9%	83,1%	96,7%	-1,20	-28,00
15	Maio	72,2%	74,0%	88,5%	97,1%	-1,10	-32,00
22	Maio	70,4%	76,3%	78,1%	97,5%	-1,30	-5,00
06	Junho	62,1%	75,7%	69,6%	73,3%	-1,20	-82,00
11	Junho	75,5%	79,7%	80,8%	95,0%	-1,00	-50,00
17	Junho	54,0%	69,9%	60,0%	85,7%	-0,60	8,00
27	Junho	46,0%	64,5%	55,0%	66,7%	-0,30	5,00
03	Julho	66,7%	72,3%	62,4%	97,1%	-0,70	-38,00
10	Julho	70,7%	79,2%	81,3%	92,5%	-1,20	-28,00
15	Julho	47,3%	64,3%	62,0%	92,9%	-0,90	104,00
25	Julho	50,7%	66,7%	64,5%	66,7%	-1,20	40,00

TABELA A - EFICIÊNCIA DO TRATAMENTO PRIMÁRIO/SECUNDÁRIO (REATOR ANAERÓBIO) (CONTINUAÇÃO)

01	Agosto	76,6%	77,8%	77,7%	96,4%	-1,40	-12,00
07	Agosto	62,8%	73,3%	72,5%	97,1%	-1,40	-44,00
13	Agosto	67,8%	72,6%	71,7%	96,0%	-1,40	-69,00
22	Agosto	64,2%	67,0%	80,0%	98,0%	-0,30	-56,00
27	Agosto	66,0%	70,0%	68,4%	98,6%	-1,10	-2,00
03	Setembro	30,6%	42,6%	60,5%	55,6%	-0,90	-65,00
11	Setembro	58,7%	66,7%	82,6%	88,2%	-1,40	-80,00
16	Setembro	49,8%	62,8%	59,0%	91,7%	-1,10	-15,00
23	Setembro	56,5%	66,0%	61,2%	77,8%	-1,00	16,00
02	Outubro	4,9%	10,0%	66,8%	51,4%	-0,70	-9,00
07	Outubro	45,2%	52,9%	63,9%	84,0%	0,30	5,00
15	Outubro	10,6%	60,0%	61,3%	97,5%	-0,10	43,00
22	Outubro	31,7%	45,5%	60,6%	93,8%	-0,40	-13,00
06	Novembro	70,2%	67,7%	82,8%	96,7%	-0,70	-37,00
11	Novembro	69,5%	69,7%	79,7%	95,6%	-0,50	80,00
20	Novembro	65,9%	73,4%	77,2%	88,6%	-1,10	-23,00
25	Novembro	74,6%	80,4%	76,6%	86,7%	-0,80	45,00
04	Dezembro	60,1%	68,0%	74,4%	92,3%	-1,00	-12,00
11	Dezembro	78,7%	81,5%	88,5%	97,5%	-1,10	-27,00
18	Dezembro	45,5%	54,8%	70,4%	88,9%	-0,90	20,00
26	Dezembro	69,9%	76,5%	77,4%	96,0%	-1,00	19,00

TABELA B - EFICIÊNCIA DO TRATAMENTO COMPLEMENTAR (FILTRO BIOLÓGICO PERCOLADOR) (CONTINUA)

Data		Eficiência na remoção de:				Consumo de:	
Dia	Mês	DQO	DBO	SST	M.SED.	pH	Alcalinidade
01	Janeiro	46,6%	63,3%	65,7%	81,8%	0,80	-13,00
09	Janeiro	-21,8%	-9,1%	14,3%	50,0%	0,15	118,50
17	Janeiro	69,3%	-	68,4%	90,0%	0,40	-16,00
22	Janeiro	68,8%	56,7%	73,8%	50,0%	0,40	3,00
28	Janeiro	49,0%	-	81,1%	66,7%	1,00	10,00
07	Fevereiro	73,6%	65,5%	85,0%	75,0%	1,00	-17,00
14	Fevereiro	24,6%	-	38,5%	66,7%	0,80	-1,00
21	Fevereiro	66,2%	73,3%	69,4%	83,3%	0,80	-25,00
25	Fevereiro	67,8%	65,4%	89,9%	91,7%	0,90	-43,00

TABELA B - EFICIÊNCIA DO TRATAMENTO COMPLEMENTAR (FILTRO BIOLÓGICO PERCOLADOR) (CONTINUAÇÃO)

04	Março	-	-	65,6%	0,0%	0,90	6,00
14	Março	28,0%	43,3%	77,9%	80,0%	1,00	-47,00
19	Março	50,5%	57,9%	86,4%	66,7%	0,90	-40,00
27	Março	59,1%	37,5%	68,3%	98,0%	0,70	12,00
03	Abril	40,6%	37,5%	82,5%	0,0%	0,90	1,00
09	Abril	47,7%	70,0%	79,6%	90,0%	0,80	-3,00
15	Abril	56,3%	-	74,4%	80,0%	1,00	-39,00
24	Abril	49,3%	57,0%	52,2%	90,0%	1,00	-29,00
02	Maio	62,3%	68,5%	80,4%	92,9%	1,20	-69,00
08	Maio	55,1%	70,4%	30,9%	50,0%	1,10	-62,00
15	Maio	67,2%	80,0%	54,7%	50,0%	1,00	-72,00
22	Maio	56,1%	84,4%	70,5%	0,0%	0,90	-97,00
06	Junho	62,2%	64,7%	68,0%	75,0%	1,00	-14,00
11	Junho	84,0%	80,8%	74,0%	66,7%	1,00	-100,00
17	Junho	76,8%	78,3%	72,1%	80,0%	0,80	-15,00
27	Junho	31,8%	73,7%	77,8%	50,0%	0,50	-10,00
03	Julho	46,8%	76,9%	50,0%	0,0%	0,90	-49,00
10	Julho	38,9%	45,0%	36,7%	66,7%	0,90	-37,00
15	Julho	53,3%	64,0%	38,6%	0,0%	0,90	-51,00
25	Julho	78,7%	85,0%	86,1%	93,3%	1,00	-64,00
01	Agosto	65,3%	73,3%	84,7%	50,0%	1,10	-88,00
07	Agosto	50,9%	70,0%	61,0%	0,0%	1,10	-81,00
13	Agosto	59,2%	75,7%	52,7%	0,0%	1,00	-91,00
22	Agosto	54,0%	82,1%	76,4%	0,0%	1,00	-71,00
27	Agosto	58,3%	84,8%	80,0%	0,0%	0,90	-93,00
03	Setembro	67,4%	82,1%	75,3%	87,5%	1,00	3,00
11	Setembro	65,6%	84,6%	67,5%	75,0%	1,00	-102,00
16	Setembro	74,7%	86,9%	95,9%	0,0%	1,10	-95,00
23	Setembro	64,1%	81,2%	72,3%	75,0%	1,00	-119,00
02	Outubro	71,4%	78,9%	86,1%	94,1%	0,90	-22,00
07	Outubro	53,6%	77,5%	75,0%	75,0%	0,70	-27,00
15	Outubro	78,8%	63,3%	61,3%	0,0%	0,50	-29,00
22	Outubro	69,9%	85,0%	68,3%	0,0%	0,90	-7,00
06	Novembro	60,1%	74,0%	66,0%	50,0%	0,80	-7,00
11	Novembro	63,0%	86,0%	72,6%	50,0%	1,00	-63,00
20	Novembro	61,3%	69,4%	73,6%	75,0%	1,00	-38,00
25	Novembro	34,6%	66,7%	76,5%	83,3%	1,10	-35,00

TABELA B - EFICIÊNCIA DO TRATAMENTO COMPLEMENTAR (FILTRO BIOLÓGICO PERCOLADOR) (CONTINUAÇÃO)

04	Dezembro	41,1%	62,5%	32,3%	0,0%	0,90	-55,00
11	Dezembro	58,7%	81,2%	84,4%	50,0%	1,10	-105,00
18	Dezembro	34,8%	36,8%	74,5%	50,0%	1,10	-17,00
26	Dezembro	70,1%	75,0%	88,7%	50,0%	1,00	-49,00

TABELA C - MÉDIA MÊS A MÊS DO ANO DE 2018 DOS DADOS APRESENTADO PELA SANEPAR

Mês	Vazão (L/s)	Temperatura (°C)	Afluente			Saída do RALF			Efluente	
			pH	Alcalinidade mg/L	Ph	Alcalinidade mg/L	pH	Alcalinidade mg/L		
Janeiro	79,2	21,4	7,9	181,0	7,8	142,3	8,4	162,0		
Fevereiro	70,3	21,3	7,7	199,3	7,3	201,8	8,2	186,0		
Março	76,8	22,3	7,8	210,0	7,3	193,3	8,2	174,8		
Abril	50,3	21,5	8,4	343,3	7,4	322,8	8,4	287,8		
Mai	50,3	18,3	8,3	397,3	7,1	360,5	8,1	299,3		
Junho	65,3	18,0	7,5	263,3	6,9	244,5	7,7	201,0		
Julho	40,5	16,0	8,1	361,5	6,9	387,5	7,9	327,5		
Agosto	43,8	16,6	7,9	408,4	6,9	361,2	7,9	294,6		
Setembro	51,0	18,8	7,9	364,8	6,9	342,8	7,9	258,3		
Outubro	76,5	18,8	7,2	151,0	7,0	150,5	7,7	133,0		
Novembro	43,3	20,8	7,8	300,3	6,9	322,8	7,9	275,0		
Dezembro	47,0	22,7	7,8	337,0	6,8	341,0	7,8	284,0		

TABELA D - MÉDIA MÊS A MÊS DO ANO DE 2018 DOS DADOS APRESENTADO PELA SANEPAR

Mês	Esgoto Bruto				Saída do RALF				Efluente Tratado			
	DQO mg/L	DBO mg/L	SST mg/L	SSed mg/L	DQO mg/L	DBO mg/L	SST mg/L	SSed mg/L	DQO mg/L	DBO mg/L	SST mg/L	SSed mg/L
Janeiro	422,6	195,0	222,8	5,1	127,8	19,2	54,6	0,4	53,2	13,8	15,2	0,1
Fevereiro	362,8	214,3	122,0	2,1	112,5	35,3	44,0	0,6	53,0	17,8	11,3	0,1
Março	276,0	144,3	157,3	4,8	135,3	38,5	61,8	1,5	78,3	21,3	12,5	0,1
Abril	683,8	392,5	345,8	5,5	203,3	62,5	102,3	1,0	92,8	27,0	27,8	0,1
Mai	741,0	417,5	347,5	4,6	223,8	105,0	65,3	0,2	88,8	26,0	27,3	0,1
Junho	620,3	326,3	273,5	3,4	208,8	82,3	82,3	0,3	72,0	17,8	26,3	0,1
Julho	930,0	475,0	401,0	3,9	335,3	130,0	113,0	0,5	124,3	38,3	32,5	0,1
Agosto	739,8	329,2	354,0	4,0	278,2	104,6	95,0	0,2	118,6	21,6	29,4	0,1
Setembro	541,3	282,5	297,0	2,5	276,5	112,5	88,8	0,7	85,3	18,5	14,5	0,1
Outubro	291,8	145,0	170,5	3,5	142,0	57,5	48,8	0,2	47,8	13,8	15,5	0,1
Novembro	647,0	340,0	255,3	3,5	201,3	88,8	57,8	0,3	101,3	25,0	18,0	0,1
Dezembro	649,3	336,7	261,7	4,9	198,3	86,7	48,3	0,2	92,0	32,0	8,3	0,1

TABELA E - RESUMO DOS DADOS DE 2018 APRESENTADOS PELA SANEPAR

	Vazão (L/s)	Temperatura (°C)	Afluente			Saída do RALF			Efluente		
			pH	Alcalinidade mg/L	pH	pH	Alcalinidade mg/L	pH	pH	Alcalinidade mg/L	Alcalinidade mg/L
Média	58,7	19,6	7,8	287,8	7,1	7,1	275,2	8,0	8,0	236,2	236,2
Mínimo	31,0	13,0	6,7	68,0	6,7	6,7	93,5	7,3	7,3	85,0	85,0
Máximo	99,0	24,0	8,7	512,0	8,2	8,2	461,0	8,7	8,7	380,0	380,0
Desvio Padrão	19,0	2,4	0,4	119,6	0,3	0,3	108,8	0,3	0,3	78,2	78,2

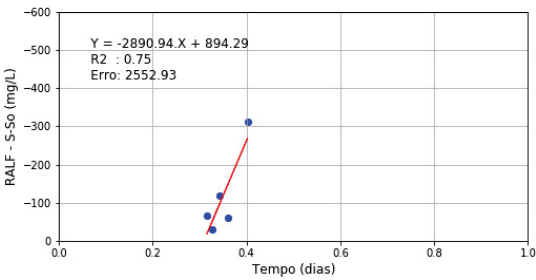
TABELA F - RESUMO DOS DADOS APRESENTADOS PELA SANEPAR

	Afluente					Saída do RALF					Efluente				
	DQO mg/L	DBO mg/L	SST mg/L	SSed mg/L	DQO	DBO	SST	SSed mg/L	DQO	DBO	SST	SSed mg/L	DBO	SST	SSed mg/L
Média	564,9	292,7	263,7	3,9	205,3	83,4	71,7	0,5	83,0	22,1	20,0	0,1	22,1	20,0	0,1
Mínimo	106,0	42,0	38,0	0,5	55,0	11,0	13,0	0,1	30,0	9,0	5,0	0,1	9,0	5,0	0,1
Máximo	1.270	640,0	650,0	8,0	520,0	200,0	231,0	5,0	162,0	60,0	50,0	0,1	60,0	50,0	0,1
Desvio Padrão	288,3	149,5	144,7	2,1	83,6	37,9	35,6	0,8	34,1	10,7	10,9	0,0	10,7	10,9	0,0

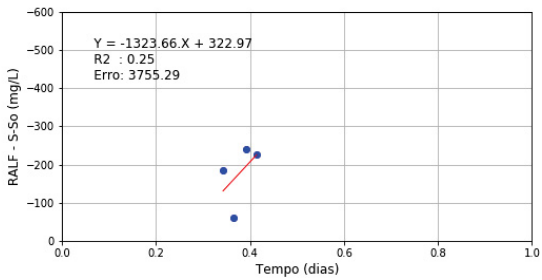
TABELA G - TABELA DE CORRELAÇÕES DOS DADOS COLETADOS PELA SANEPAR NO ANO DE 2018

	Temp.	Vazão	Efici. Global na Remoção de DBO	Efici. do Filtro na Remoção de DBO	DBO Afluente Bruto	DBO Saida do RALF	DBO Efluente Final	Efici. Global na Remoção de DBO	Efici. do Filtro na Remoção de DBO	DOO Afluente Bruto	DOO Saida do RALF	DOO Efluente Final	Efici. Global na Remoção de SST	Efici. do Filtro na Remoção de SST	SST Afluente Bruto	SST Saida do RALF	SST Efluente Final	Efici. do Filtro na Remoção de SST	Alcalinid. Afluente Bruto	Alcalinid. Saida do RALF	Alcalinid. Efluente Final	pH Afluente Bruto	pH Saida do RALF	pH Efluente Final
Temperatura	1,00																							
Vazão		1,00																						
Effici. Global na Remoção de DBO			1,00																					
Effici. do Filtro na Remoção de DBO				1,00																				
DBO Afluente Bruto					1,00																			
DBO Saida do RALF						1,00																		
DBO Efluente Final							1,00																	
Effici. Global na Remoção de SST								1,00																
Effici. do Filtro na Remoção de SST									1,00															
SST Afluente Bruto										1,00														
SST Saida do RALF											1,00													
SST Efluente Final												1,00												
Alcalinidade Afluente Bruto													1,00											
Alcalinidade Saida do RALF														1,00										
Alcalinidade Efluente Final															1,00									
pH Afluente Bruto																1,00								
pH Saida do RALF																	1,00							
pH Efluente Final																		1,00						

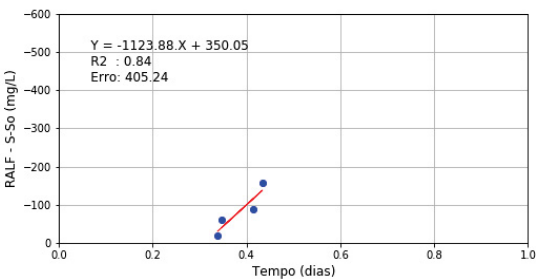
FIGURA A - SIMULAÇÃO MÊS A MÊS DE ORDEM ZERO PARA O RALF (CONTINUA)



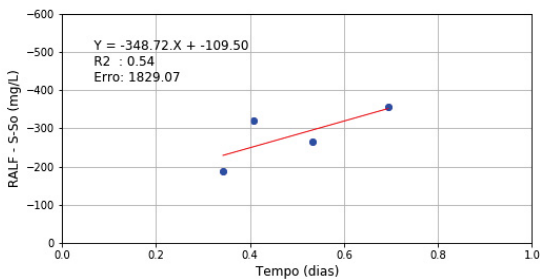
RALF – R_0 – Janeiro_DBO



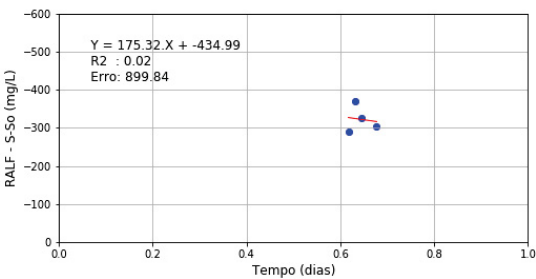
RALF – R_0 – Fevereiro_DBO



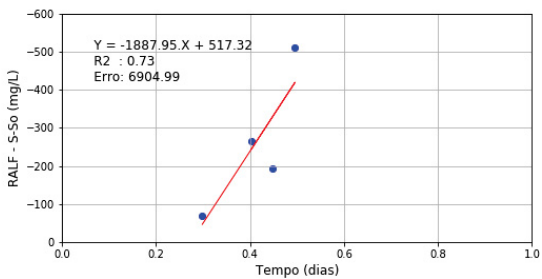
RALF – R_0 – Março_DBO



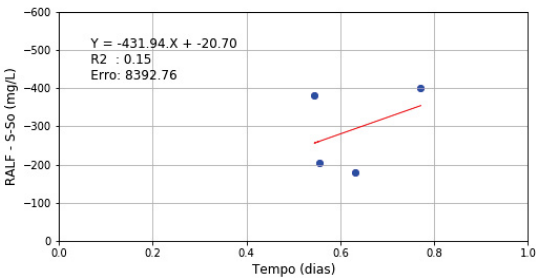
RALF – R_0 – Abril_DBO



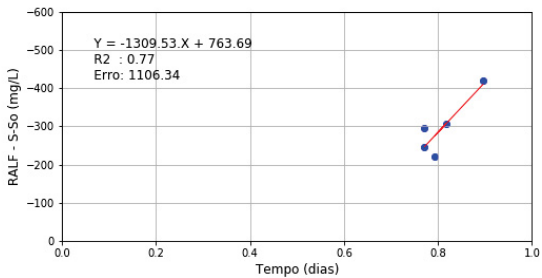
RALF – R_0 – Maio_DBO



RALF – R_0 – Junho_DBO



RALF – R_0 – Julho_DBO



RALF – R_0 – Agosto_DBO

FIGURA A - SIMULAÇÃO MÊS A MÊS DE ORDEM ZERO PARA O RALF (CONTINUAÇÃO)

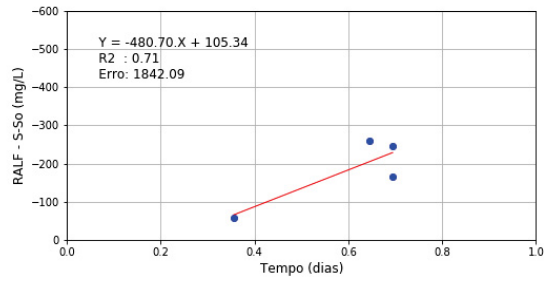
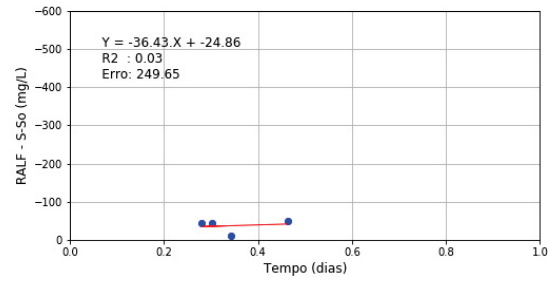
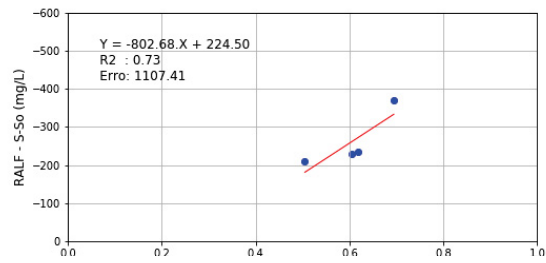
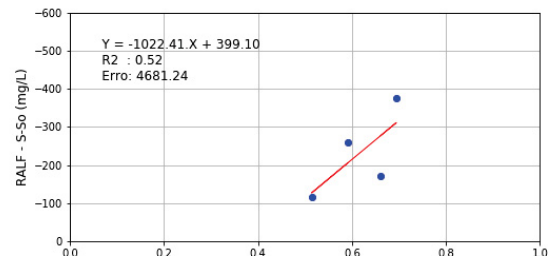
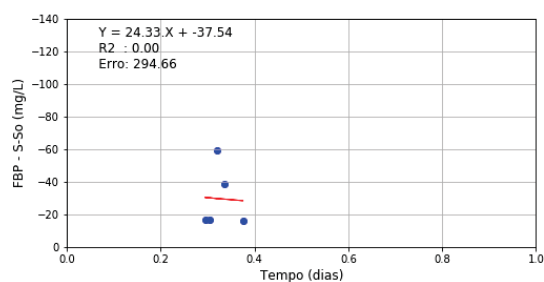
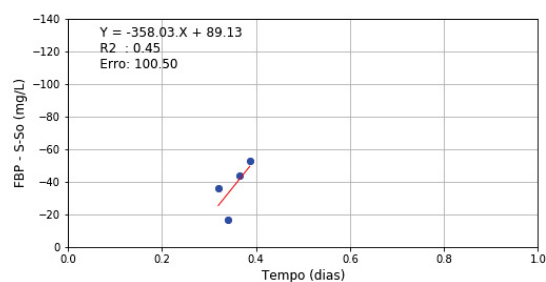
RALF – R₀ – Julho_DBORALF – R₀ – Agosto_DBORALF – R₀ – Setembro_DBORALF – R₀ – Outubro_DBORALF – R₀ – Novembro_DBORALF – R₀ – Dezembro_DBO

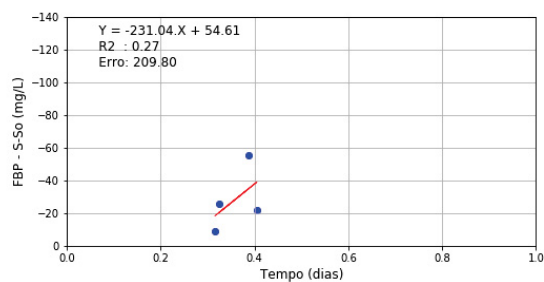
FIGURA B - SIMULAÇÃO MÊS A MÊS DE ORDEM ZERO PARA O FBP (CONTINUA)



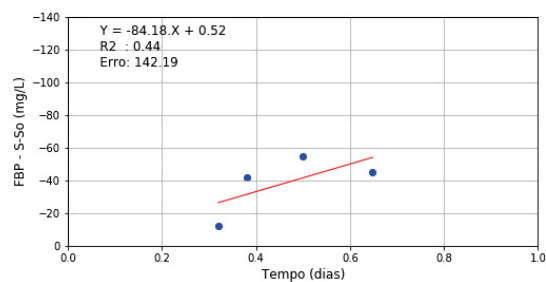
FBP – R_0 – Janeiro_DBO



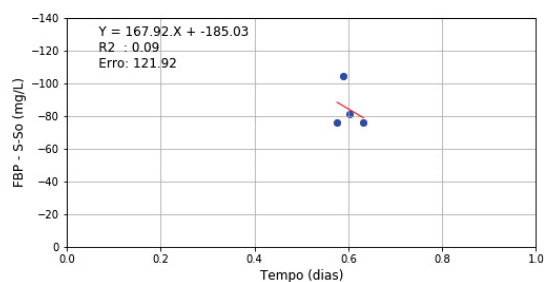
FBP – R_0 – Fevereiro_DBO



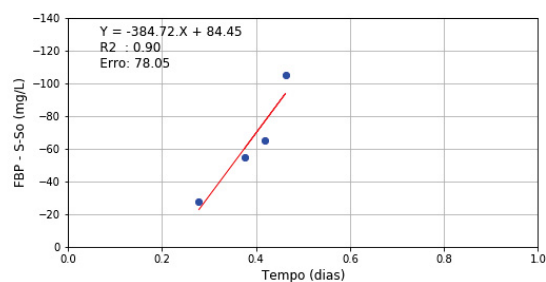
FBP – R_0 – Março_DBO



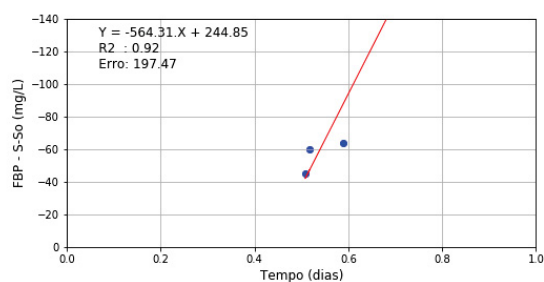
FBP – R_0 – Abril_DBO



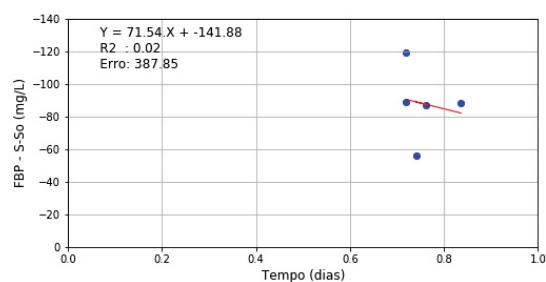
FBP – R_0 – Maio_DBO



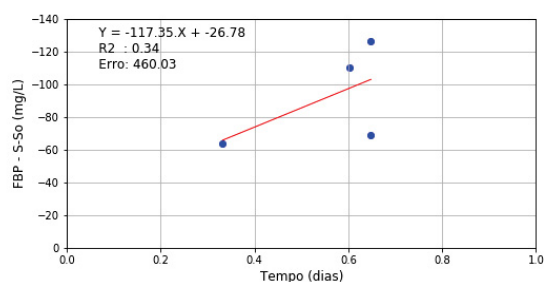
FBP – R_0 – Junho_DBO



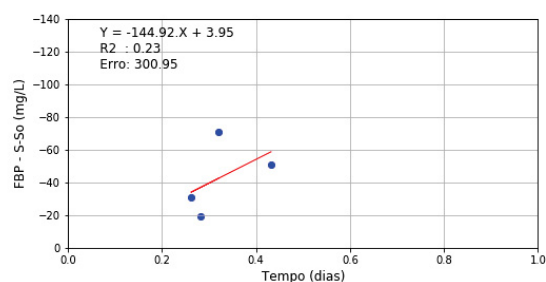
FBP – R_0 – Julho_DBO



FBP – R_0 – Agosto_DBO

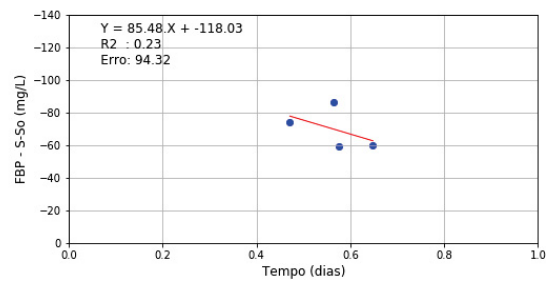


FBP – R_0 – Setembro_DBO

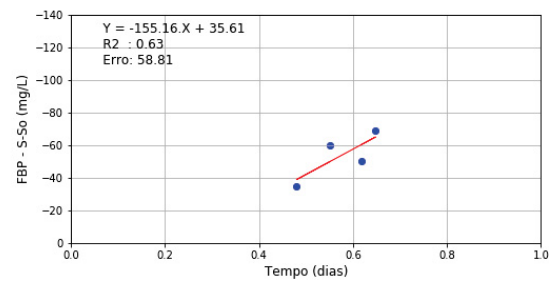


FBP – R_0 – Outubro_DBO

FIGURA B - SIMULAÇÃO MÊS A MÊS DE ORDEM ZERO PARA O FBP (CONTINUAÇÃO)

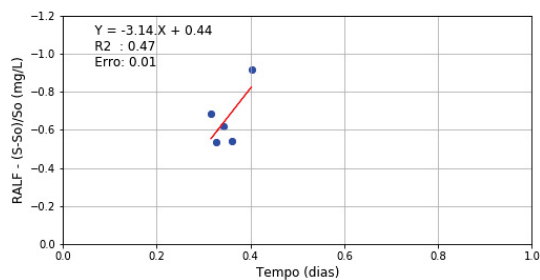


FBP- R_0 – Novembro_DBO

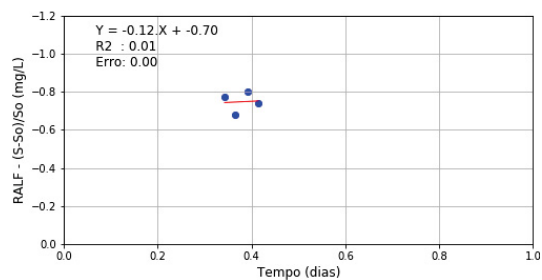


FBP - R_0 – Dezembro_DBO

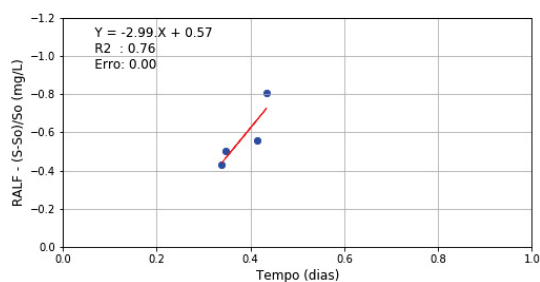
FIGURA C - SIMULAÇÃO MÊS A MÊS PARA REATOR DE MISTURA COMPLETA COM REAÇÃO DE PRIMEIRA ORDEM PARA O RALF 9CONTINUA)



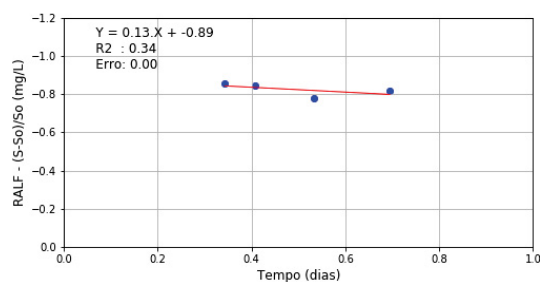
RALF – MC – R_1 – Janeiro_DBO



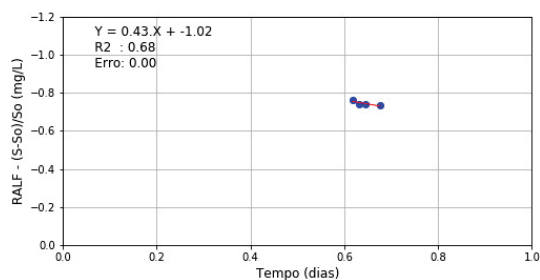
RALF – MC – R_1 – Fevereiro_DBO



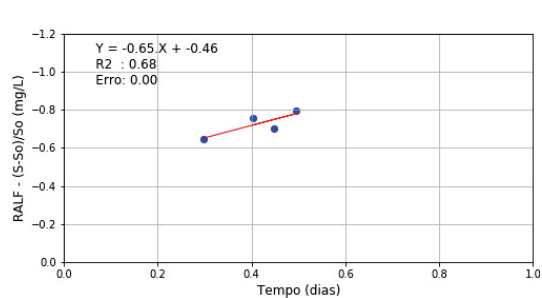
RALF – MC – R_1 – Março_DBO



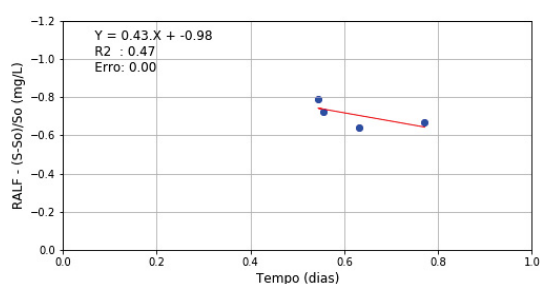
RALF – MC – R_1 – Abril_DBO



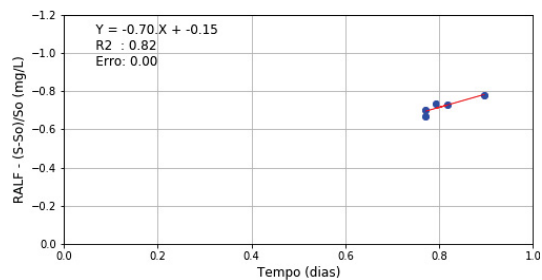
-0,66
RALF – MC – R_1 – Maio_DBO



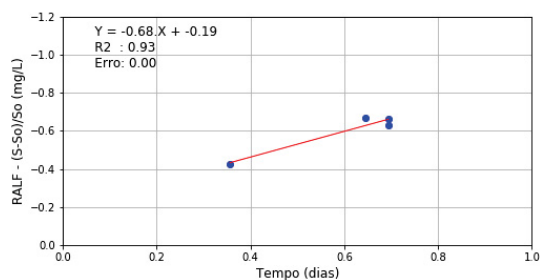
RALF – MC – R_1 – Junho_DBO



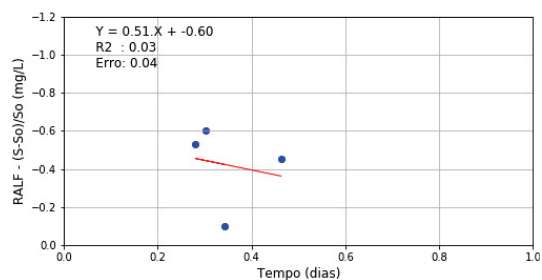
RALF – MC – R_1 – Julho_DBO



RALF – MC – R_1 – Agosto_DBO

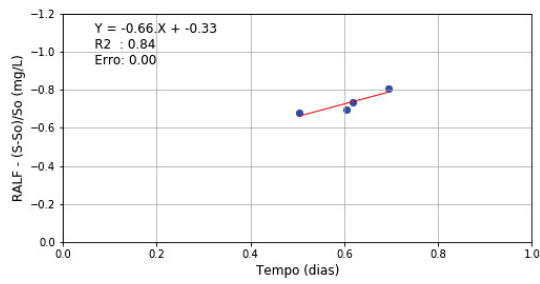


RALF – MC – R_1 – Setembro_DBO

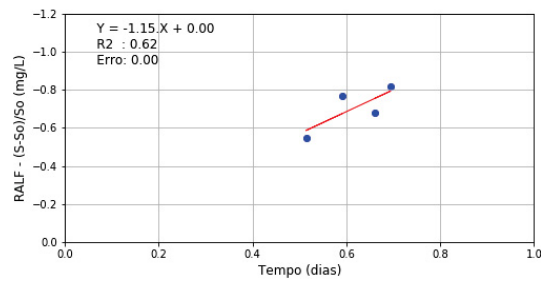


RALF – MC – R_1 – Outubro_DBO

FIGURA C - SIMULAÇÃO MÊS A MÊS PARA REATOR DE MISTURA COMPLETA COM REAÇÃO DE PRIMEIRA ORDEM PARA O RALF 9CONTINUA)

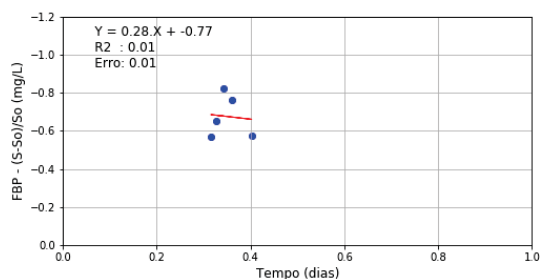


RALF – MC – R_1 – Novembro_DBO

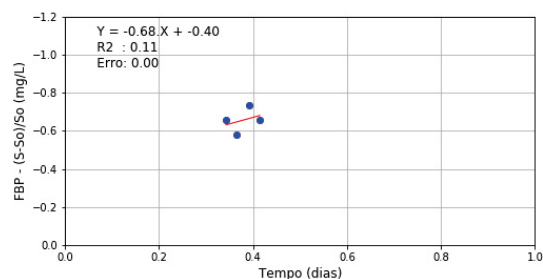


RALF – MC – R_1 – Dezembro_DBO

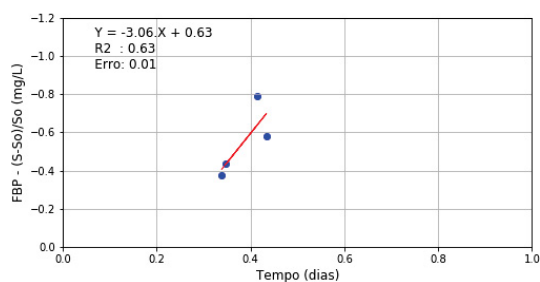
FIGURA D - SIMULAÇÃO MÊS A MÊS PARA REATOR DE MISTURA COMPLETA COM REAÇÃO DE PRIMEIRA ORDEM PARA O FBP (CONTINUA)



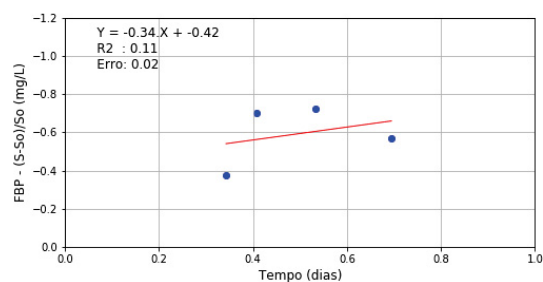
FBP – MC – R_1 – Janeiro_DBO



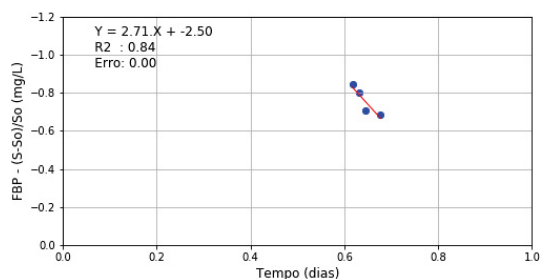
FBP – MC – R_1 – Fevereiro_DBO



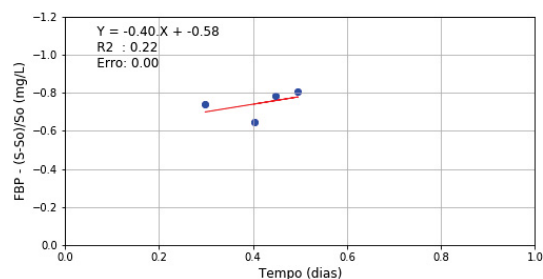
FBP – MC – R_1 – Março_DBO



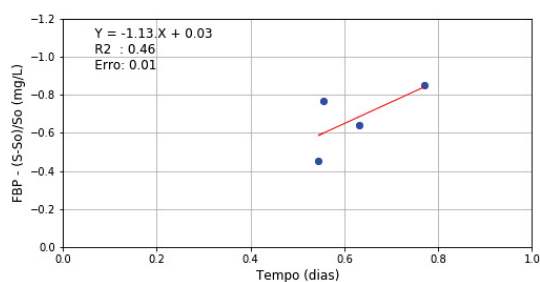
FBP – MC – R_1 – Abril_DBO



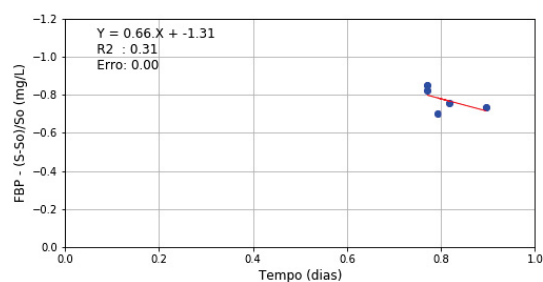
FBP – MC – R_1 – Maio_DBO



FBP – MC – R_1 – Junho_DBO

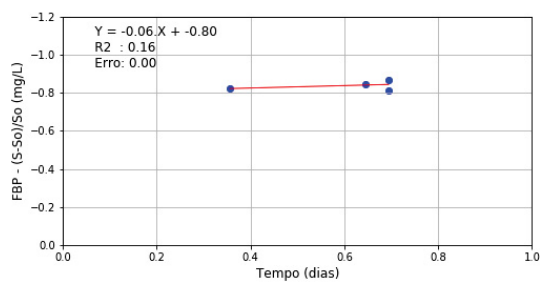


FBP – MC – R_1 – Julho_DBO

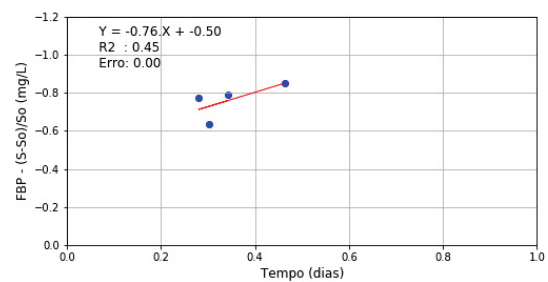


FBP – MC – R_1 – Agosto_DBO

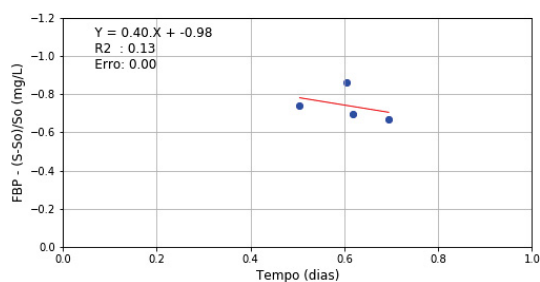
FIGURA D - SIMULAÇÃO MÊS A MÊS PARA REATOR DE MISTURA COMPLETA COM REAÇÃO DE PRIMEIRA ORDEM PARA O FBP (CONTINUAÇÃO)



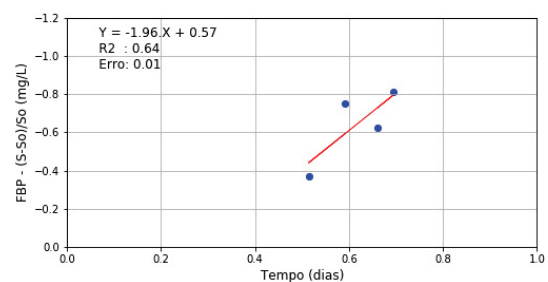
FBP – MC – R_1 – Setembro_DBO



FBP – MC – R_1 – Outubro_DBO

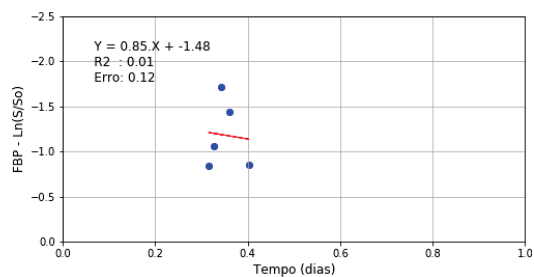


FBP – MC – R_1 – Novembro_DBO

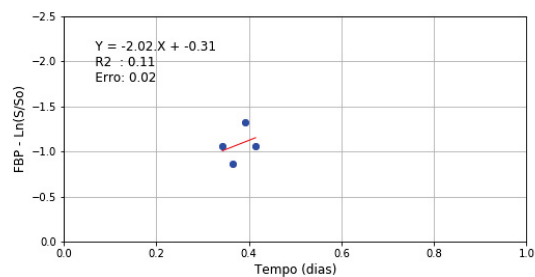


FBP – MC – R_1 – Dezembro_DBO

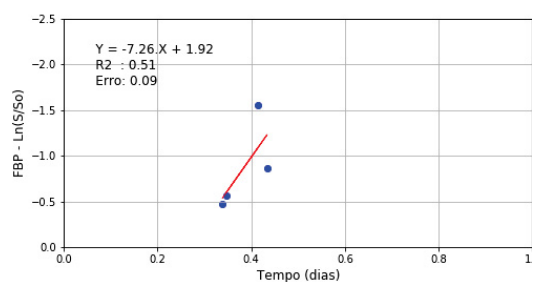
FIGURA E - SIMULAÇÃO MÊS A MÊS PARA REATOR DE FLUXO PISTÃO COM REAÇÃO DE PRIMEIRA ORDEM PARA O FBP (CONTINUA)



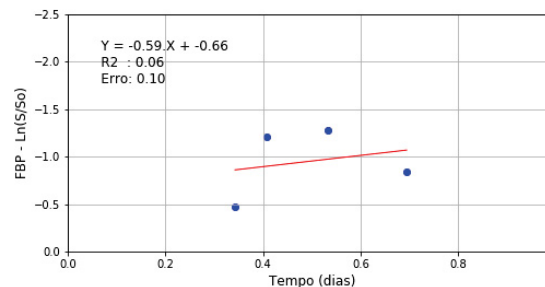
RALF – FP – R_1 – Janeiro_DBO



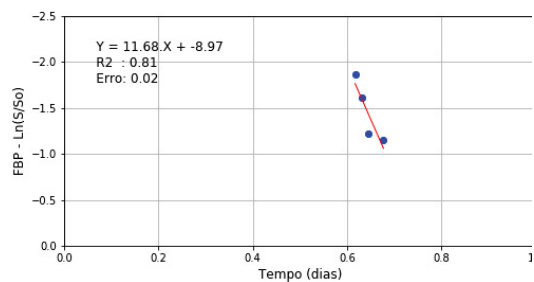
RALF – FP – R_1 – Fevereiro_DBO



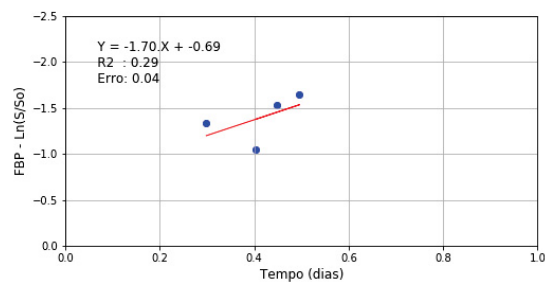
RALF – FP – R_1 – Março_DBO



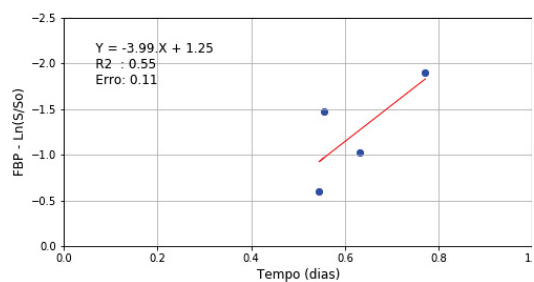
RALF – FP – R_1 – Abril_DBO



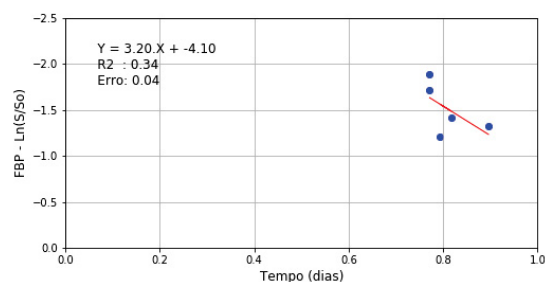
RALF – FP – R_1 – Maio_DBO



RALF – FP – R_1 – Junho_DBO

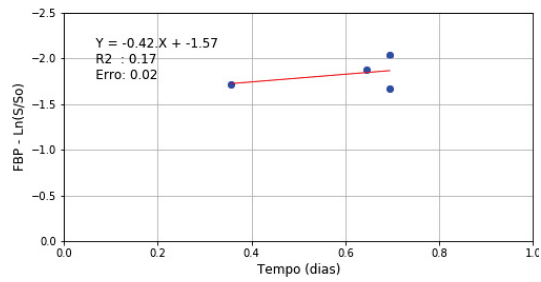


RALF – FP – R_1 – Julho_DBO

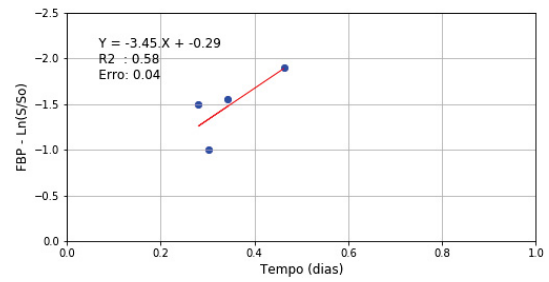


RALF – FP – R_1 – Agosto_DBO

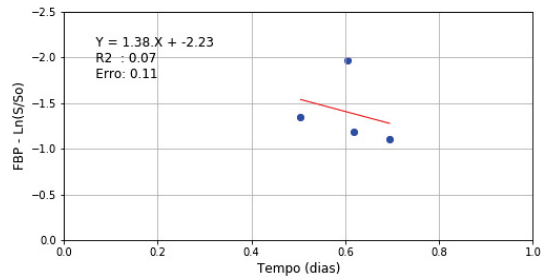
FIGURA E - SIMULAÇÃO MÊS A MÊS PARA REATOR DE FLUXO PISTÃO COM REAÇÃO DE PRIMEIRA ORDEM PARA O FBP (CONTINUAÇÃO)



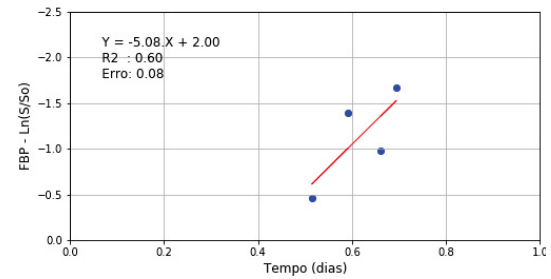
RALF – FP – R_1 – Setembro_DBO



RALF – FP – R_1 – Outubro_DBO

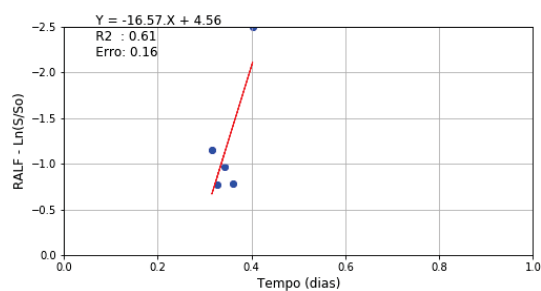


RALF – FP – R_1 – Novembro_DBO

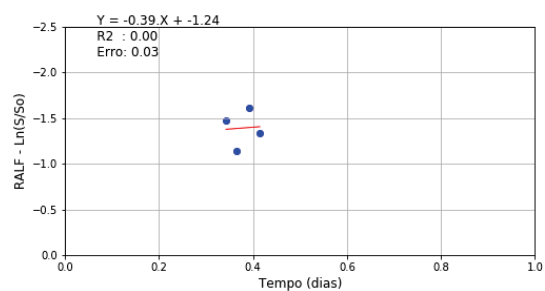


RALF – FP – R_1 – Dezembro_DBO

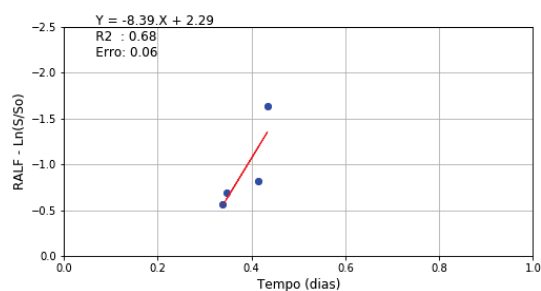
FIGURA F - SIMULAÇÃO MÊS A MÊS PARA REATOR DE FLUXO PISTÃO COM REAÇÃO DE PRIMEIRA ORDEM PARA O FBP (CONTINUA)



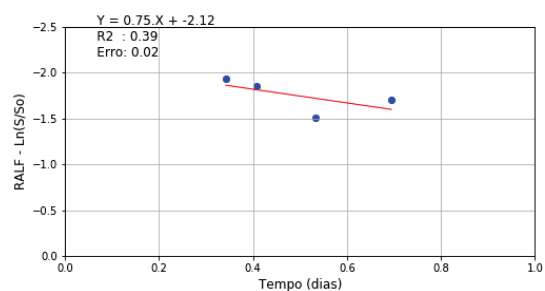
FBP – FP – R₁ – Janeiro_DBO



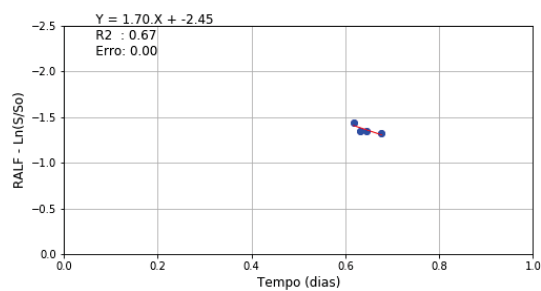
FBP – FP – R₁ – Fevereiro_DBO



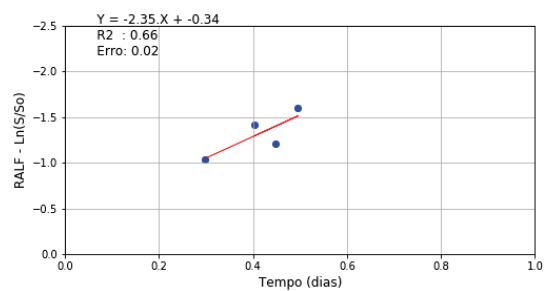
FBP – FP – R₁ – Março_DBO



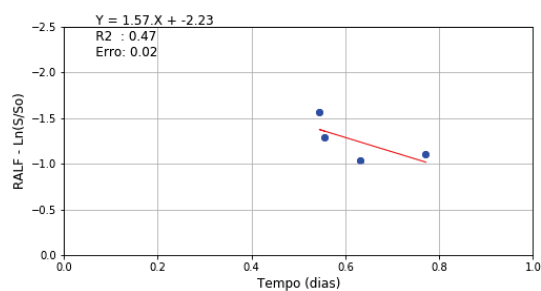
FBP – FP – R₁ – Abril_DBO



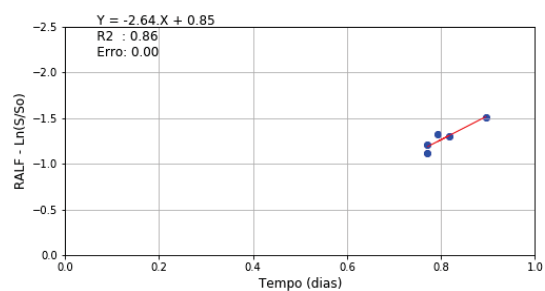
FBP – FP – R₁ – Maio_DBO



FBP – FP – R₁ – Junho_DBO

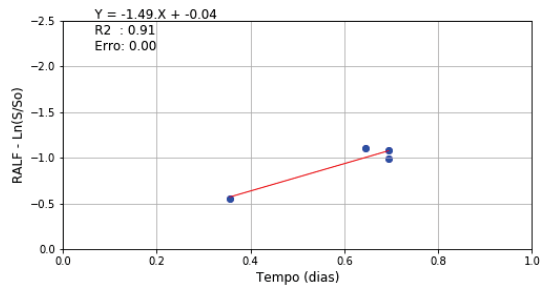


FBP – FP – R₁ – Julho_DBO

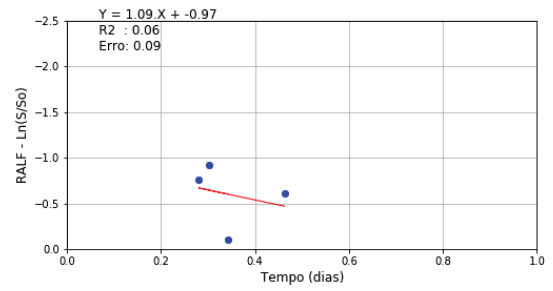


FBP – FP – R₁ – Agosto_DBO

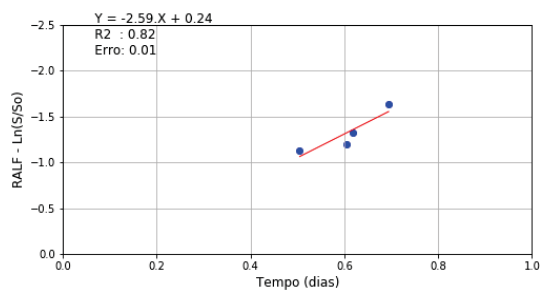
FIGURA F - SIMULAÇÃO MÊS A MÊS PARA REATOR DE FLUXO PISTÃO COM REAÇÃO DE PRIMEIRA ORDEM PARA O FBP (CONTINUA)



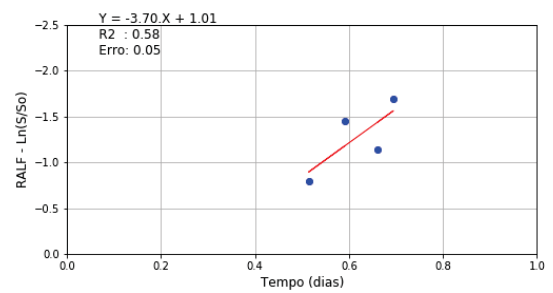
FBP – FP – R_1 – Setembro_DBO



FBP – FP – R_1 – Outubro_DBO

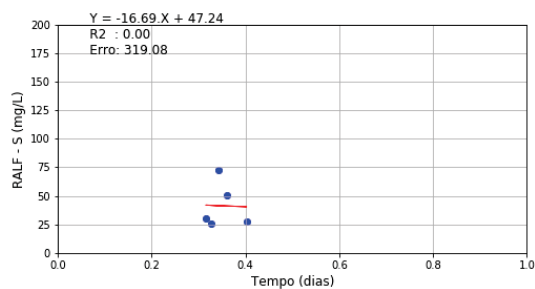


FBP – FP – R_1 – Novembro_DBO

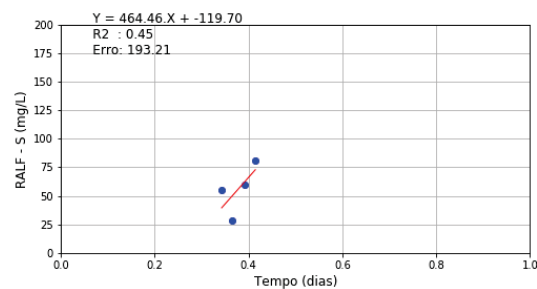


FBP – FP – R_1 – Dezembro_DBO

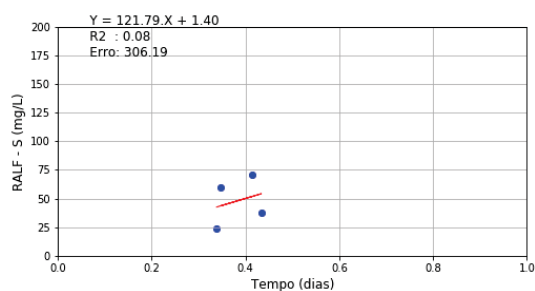
FIGURA G - SIMULAÇÃO MÊS A MÊS PARA REATOR DE MISTURA COMPLETA COM REAÇÃO DE SEGUNDA ORDEM PARA O RALF (CONTINUA)



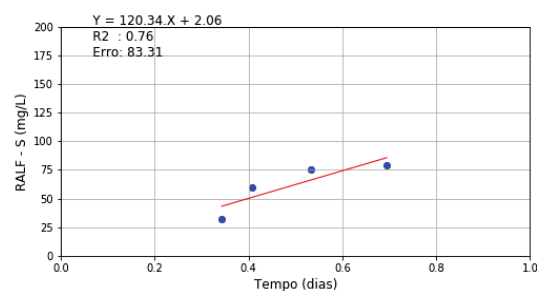
RALF – MC – R_2 – Janeiro_DBO



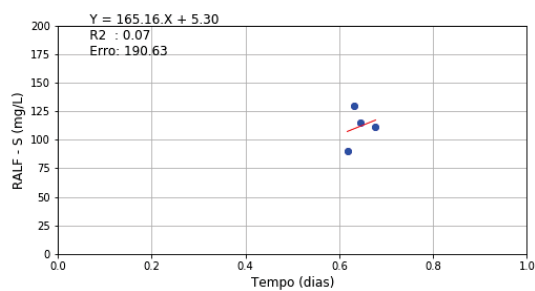
RALF – MC – R_2 – Fevereiro_DBO



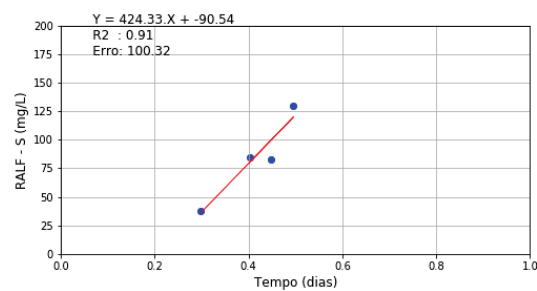
RALF – MC – R_2 – Março_DBO



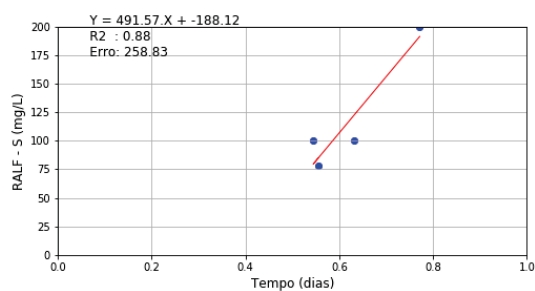
RALF – MC – R_2 – Abril_DBO



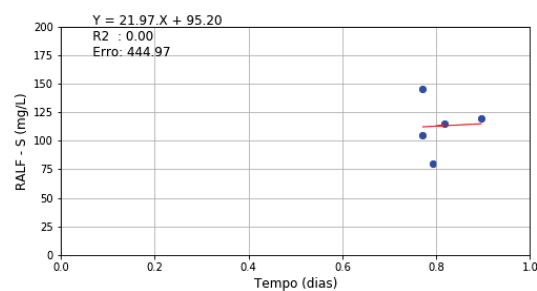
RALF – MC – R_2 – Maio_DBO



RALF – MC – R_2 – Junho_DBO

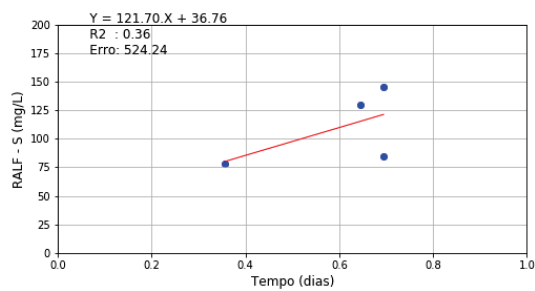


RALF – MC – R_2 – Julho_DBO

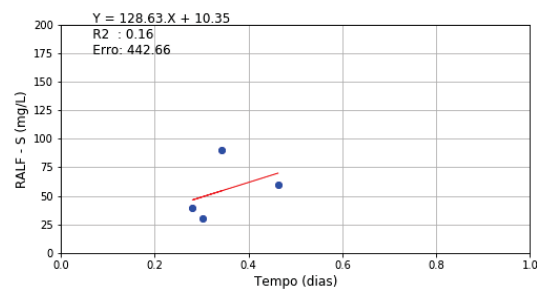


RALF – MC – R_2 – Agosto_DBO

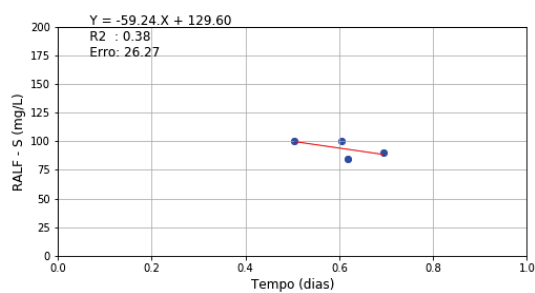
FIGURA G - SIMULAÇÃO MÊS A MÊS PARA REATOR DE MISTURA COMPLETA COM REAÇÃO DE SEGUNDA ORDEM PARA O RALF (CONTINUA)



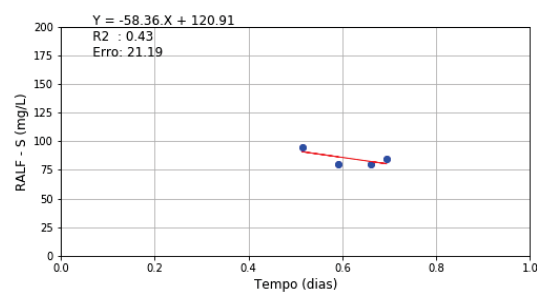
RALF – MC – R_2 – Setembro_DBO



RALF – MC – R_2 – Outubro_DBO

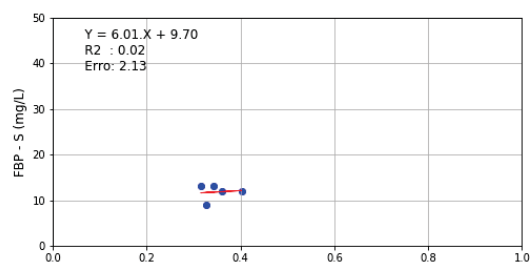


RALF – MC – R_2 – Novembro_DBO

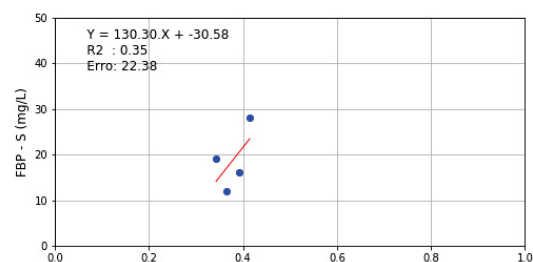


RALF – MC – R_2 – Dezembro_DBO

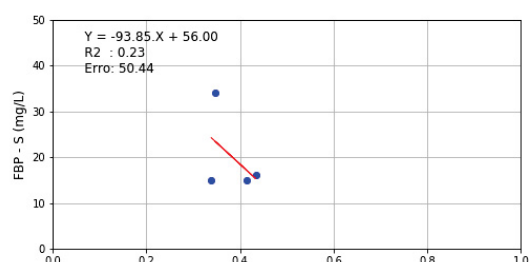
FIGURA H - SIMULAÇÃO MÊS A MÊS PARA REATOR DE MISTURA COMPLETA COM REAÇÃO DE SEGUNDA ORDEM PARA O FBP (CONTINUA)



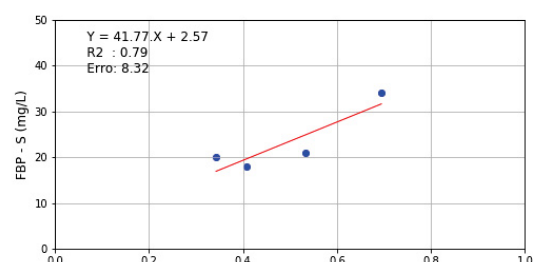
FBP – MC – R_2 – Janeiro_DBO



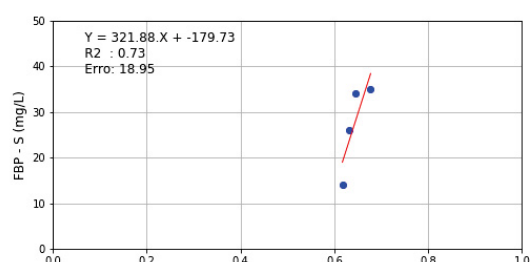
FBP – MC – R_2 – Fevereiro_DBO



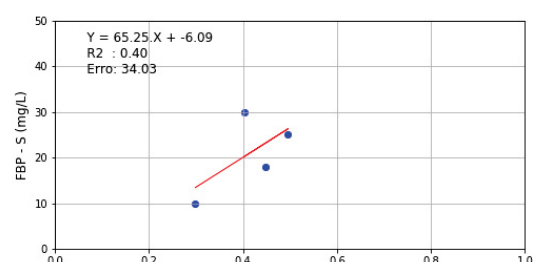
FBP – MC – R_2 – Março_DBO



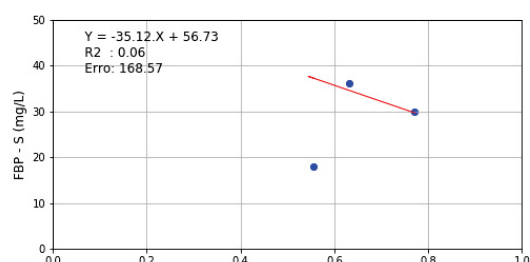
FBP – MC – R_2 – Abril_DBO



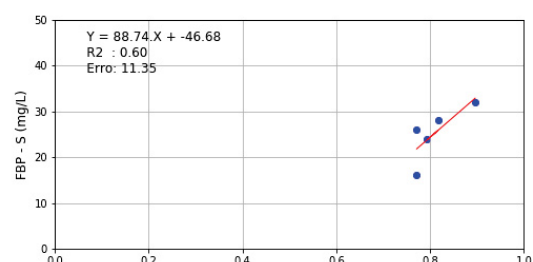
FBP – MC – R_2 – Maio_DBO



FBP – MC – R_2 – Junho_DBO

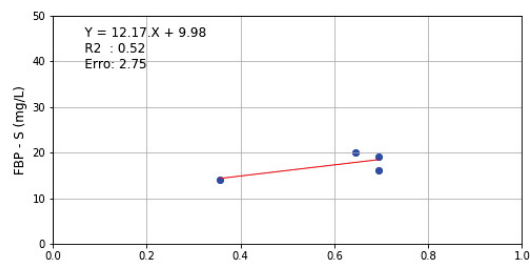


FBP – MC – R_2 – Julho_DBO

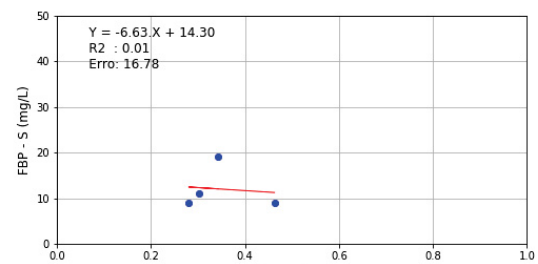


FBP – MC – R_2 – Agosto_DBO

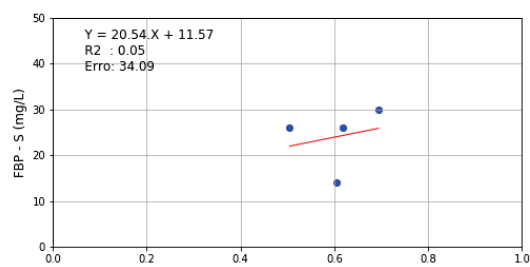
FIGURA H - SIMULAÇÃO MÊS A MÊS PARA REATOR DE MISTURA COMPLETA COM REAÇÃO DE SEGUNDA ORDEM PARA O FBP (CONTINUAÇÃO)



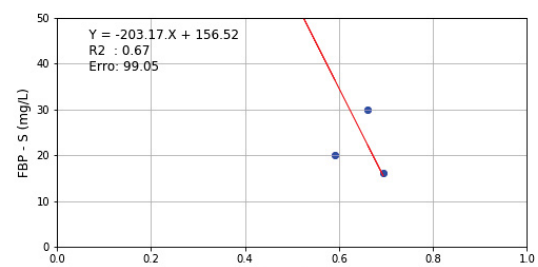
FBP – MC – R_2 – Setembro_DBO



FBP – MC – R_2 – Outubro_DBO



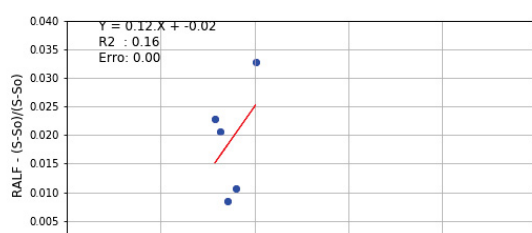
FBP – MC – R_2 – Novembro_DBO



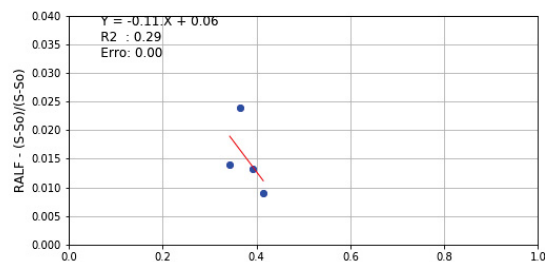
FBP – MC – R_2 – Dezembro_DBO

FIGURA I - SIMULAÇÃO MÊS A MÊS PARA REATOR DE FLUXO PISTÃO COM REAÇÃO DE SEGUNDA ORDEM PARA O RALF (CONTINUA)

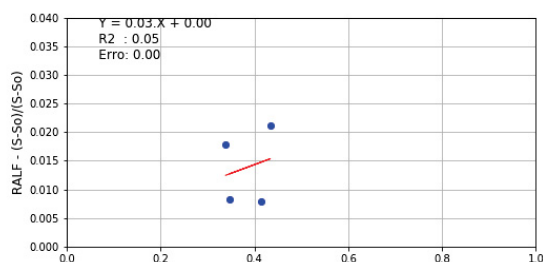
(



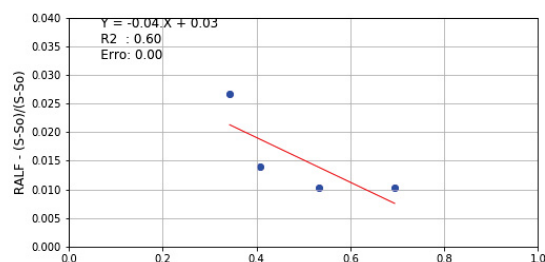
RALF – FP – R_2 – Janeiro_DBO



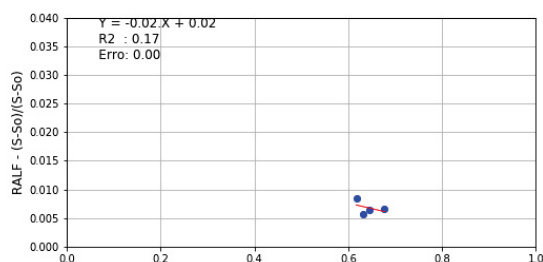
RALF – FP – R_2 – Fevereiro_DBO



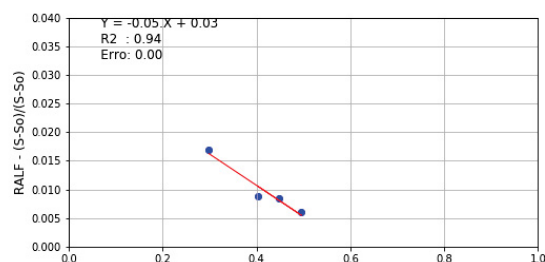
RALF – FP – R_2 – Março_DBO



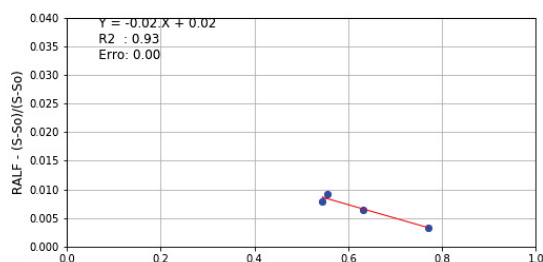
RALF – FP – R_2 – Abril_DBO



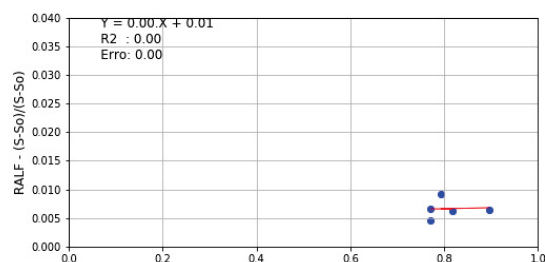
RALF – FP – R_2 – Maio_DBO



RALF – FP – R_2 – Junho_DBO

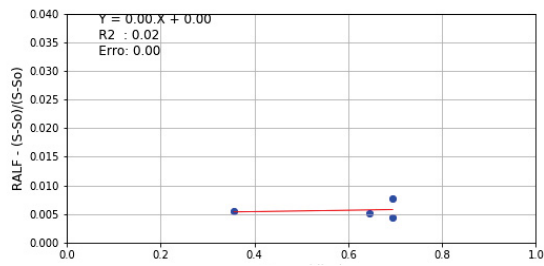


RALF – FP – R_2 – Julho_DBO

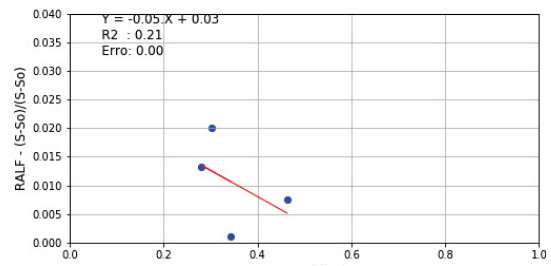


RALF – FP – R_2 – Agosto_DBO

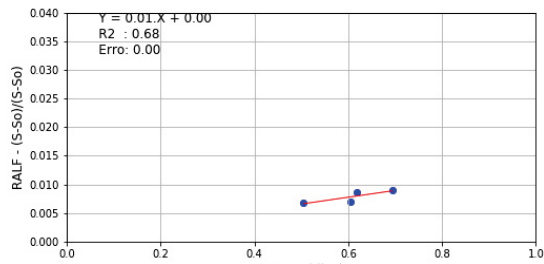
FIGURA I - SIMULAÇÃO MÊS A MÊS PARA REATOR DE FLUXO PISTÃO COM REAÇÃO DE SEGUNDA ORDEM PARA O RALF (CONTINUAÇÃO)



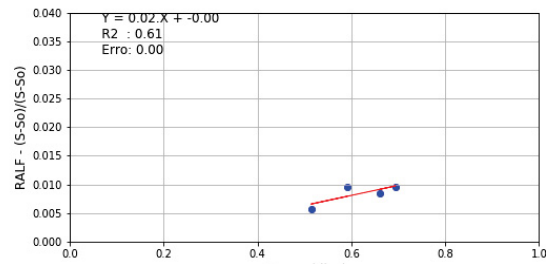
RALF - FP - R_2 - Setembro_DBO



RALF - FP - R_2 - Outubro_DBO



RALF - FP - R_2 - Novembro_DBO



RALF - FP - R_2 - Dezembro_DBO

FIGURA J - SIMULAÇÃO MÊS A MÊS PARA REATOR DE FLUXO PISTÃO COM REAÇÃO DE SEGUNDA ORDEM PARA O FBP (CONTINUA)

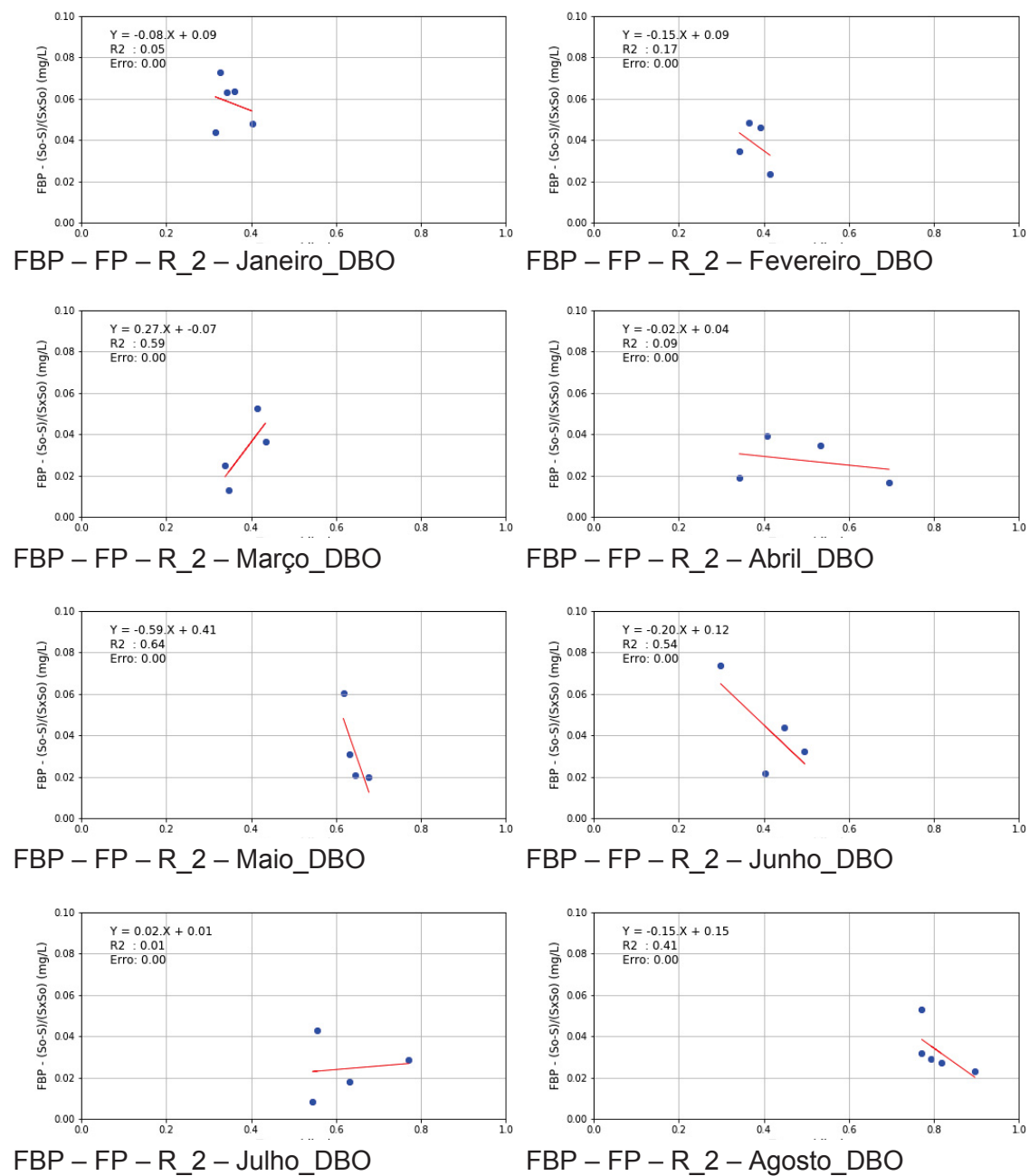
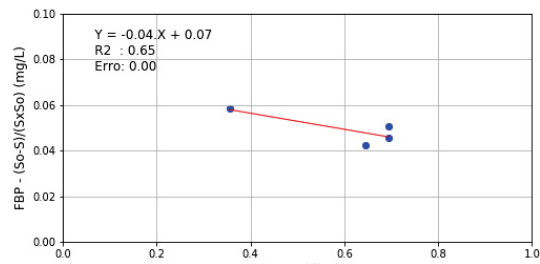
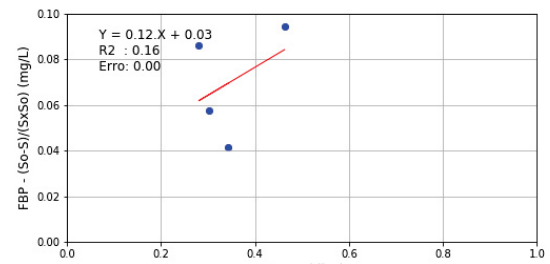


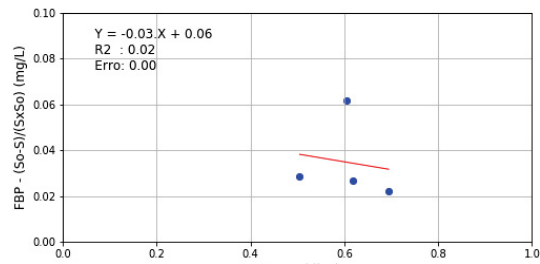
FIGURA J - SIMULAÇÃO MÊS A MÊS PARA REATOR DE FLUXO PISTÃO COM REAÇÃO DE SEGUNDA ORDEM PARA O FBP (CONTINUAÇÃO)



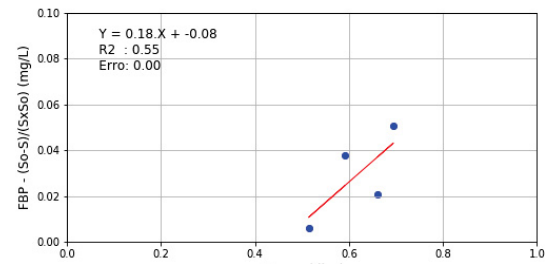
FBP - FP - R_2 - Setembro_DBO



FBP - FP - R_2 - Outubro_DBO



FBP - FP - R_2 - Novembro_DBO



FBP - FP - R_2 - Dezembro_DBO

ANEXOS

QUADRO A - VAZÕES E TEMPERATURA MEDIDAS NO ANO DE 2018 (CONTINUA)

Dia	Mês	Vazão (L/s)	Temperatura (°C)
01	Janeiro	85	22,0
09	Janeiro	69	21,0
17	Janeiro	77	22,0
22	Janeiro	88	22,0
28	Janeiro	81	21,0
07	Fevereiro	81	21,0
14	Fevereiro	76	21,0
21	Fevereiro	71	21,0
25	Fevereiro	67	21,0
04	Março	67	22,0
14	Março	80	24,0
19	Março	64	23,0
27	Março	82	21,0
03	Abril	81	21,0
09	Abril	68	21,0
15	Abril	52	21,0
24	Abril	40	22,0
02	Maio	41,0	22,0
08	Maio	43,0	19,0
15	Maio	44,0	19,0
22	Maio	45,0	17,0
06	Junho	69,0	18,0
11	Junho	56,0	19,0
17	Junho	62,0	18,0
27	Junho	93,0	17,0
03	Julho	50,0	18,0
10	Julho	51,0	13,0
15	Julho	44,0	16,0
25	Julho	36,0	18,0

FONTE: SANEPAR (2019).

QUADRO A - VAZÕES E TEMPERATURA MEDIDAS NO ANO DE 2018 (CONTINUAÇÃO)

Dia	Mês	Vazão (L/s)	Temperatura (°C)
01	Agosto	31,0	17,0
07	Agosto	35,0	17,0
13	Agosto	34,0	14,0
22	Agosto	36,0	19,0
27	Agosto	36,0	16,0
03	Setembro	78,0	17,0
11	Setembro	43,0	17,0
16	Setembro	40,0	18,0
23	Setembro	40,0	20,0
02	Outubro	81,0	20,0
07	Outubro	99,0	18,0
15	Outubro	92,0	19,0
22	Outubro	60,0	20,0
06	Novembro	55,0	18,0
11	Novembro	46,0	20,0
20	Novembro	45,0	20,0
25	Novembro	40,0	22,0
04	Dezembro	42,0	21,0
11	Dezembro	40,0	22,0
18	Dezembro	54,0	24,0
26	Dezembro	47,0	22,0

FONTE: SANEPAR (2019)

QUADRO B - MEDIÇÕES DE DEMANDA DE OXIGÊNIO REALIZADAS NO ANO DE 2018 (CONTINUA)

Data		Afluente		Saída do Ralf		Efluente	
Dia	Mês	DQO (mg/L)	DBO (mg/L)	DQO (mg/L)	DBO (mg/L)	DQO (mg/L)	DBO (mg/L)
01	Janeiro	110,0	56,0	80,5	24,5	43,0	9,0
09	Janeiro	762,0	340,0	55,0	11,0	67,0	12,0
17	Janeiro	206,0	110,0	101,0	-	31,0	12,0
22	Janeiro	179,0	95,0	96,0	30,0	30,0	13,0
28	Janeiro	486,0	190,0	145,0	-	74,0	13,0
07	Fevereiro	480,0	240,0	242,0	55,0	64,0	19,0
14	Fevereiro	204,0	89,0	57,0	-	43,0	12,0
21	Fevereiro	456,0	300,0	148,0	60,0	50,0	16,0

TABELA B - MEDIÇÕES DE DEMANDA DE OXIGÊNIO REALIZADAS NO ANO DE 2018
(CONTINUAÇÃO)

Data		Afluente		Saída do Ralf		Efluente	
Dia	Mês	DQO (mg/L)	DBO (mg/L)	DQO (mg/L)	DBO (mg/L)	DQO (mg/L)	DBO (mg/L)
04	Março	264,0	160,0	-	-	40,0	15,0
14	Março	223,0	120,0	189,0	60,0	136,0	34,0
19	Março	358,0	195,0	109,0	38,0	54,0	16,0
27	Março	106,0	42,0	115,0	24,0	47,0	15,0
03	Abril	417,0	220,0	128,0	32,0	76,0	20,0
09	Abril	760,0	380,0	176,0	60,0	92,0	18,0
15	Abril	687,0	340,0	151,0	-	66,0	21,0
24	Abril	711,0	435,0	229,0	79,0	116,0	34,0
02	Maio	577,0	415,0	257,0	111,0	97,0	35,0
08	Maio	758,0	440,0	207,0	115,0	93,0	34,0
15	Maio	845,0	500,0	235,0	130,0	77,0	26,0
22	Maio	754,0	380,0	223,0	90,0	98,0	14,0
06	Junho	607,0	350,0	230,0	85,0	87,0	30,0
11	Junho	1.175,0	640,0	288,0	130,0	46,0	25,0
17	Junho	496,0	276,0	228,0	83,0	53,0	18,0
27	Junho	239,0	107,0	129,0	38,0	88,0	10,0
03	Julho	571,0	282,0	190,0	78,0	101,0	18,0
10	Julho	905,0	480,0	265,0	100,0	162,0	55,0
15	Julho	491,0	280,0	259,0	100,0	121,0	36,0
25	Julho	1.054,0	600,0	520,0	200,0	111,0	30,0
01	Agosto	1.270,0	540,0	297,0	120,0	103,0	32,0
07	Agosto	783,0	300,0	291,0	80,0	143,0	24,0
13	Agosto	990,0	420,0	319,0	115,0	130,0	28,0
22	Agosto	911,0	440,0	326,0	145,0	150,0	26,0
27	Agosto	705,0	350,0	240,0	105,0	100,0	16,0
03	Setembro	310,0	136,0	215,0	78,0	70,0	14,0
11	Setembro	712,0	390,0	294,0	130,0	101,0	20,0
16	Setembro	622,0	390,0	312,0	145,0	79,0	19,0
23	Setembro	563,0	250,0	245,0	85,0	88,0	16,0
02	Outubro	268,0	100,0	255,0	90,0	73,0	19,0
07	Outubro	177,0	85,0	97,0	40,0	45,0	9,0
15	Outubro	179,0	75,0	160,0	30,0	34,0	11,0
22	Outubro	180,0	110,0	123,0	60,0	37,0	9,0

QUADRO B - MEDIÇÕES DE DEMANDA DE OXIGÊNIO REALIZADAS NO ANO DE 2018
(CONTINUAÇÃO)

06	Novembro	631,0	310,0	188,0	100,0	75,0	26,0
11	Novembro	656,0	330,0	200,0	100,0	74,0	14,0
20	Novembro	583,0	320,0	199,0	85,0	77,0	26,0
25	Novembro	910,0	460,0	231,0	90,0	151,0	30,0
04	Dezembro	439,0	250,0	175,0	80,0	103,0	30,0
11	Dezembro	975,0	460,0	208,0	85,0	86,0	16,0
18	Dezembro	385,0	210,0	210,0	95,0	137,0	60,0
26	Dezembro	588,0	340,0	177,0	80,0	53,0	20,0

FONTE: SANEPAR (2019)

QUADRO C - MEDIÇÕES DE SÓLIDOS REALIZADAS NO ANO DE 2018 (CONTINUA)

Data		Afluente		Saída do Ralf		Efluente	
Dia	Mês	SST (mg/L)	S Sed. (mg/L)	SST (mg/L)	S Sed. (mg/L)	SST (mg/L)	S Sed. (mg/L)
01	Janeiro	38,0	2,0	35,0	0,6	12,0	0,1
09	Janeiro	436,0	8,0	21,0	0,2	18,0	0,1
17	Janeiro	110,0	1,7	76,0	1,0	24,0	0,1
22	Janeiro	121,0	4,0	42,0	0,2	11,0	0,1
28	Janeiro	240,0	7,0	74,0	0,3	14,0	0,1
07	Fevereiro	207,0	5,0	60,0	0,4	9,0	0,1
14	Fevereiro	84,0	1,6	13,0	0,3	8,0	0,1
21	Fevereiro	168,0	2,0	62,0	0,6	19,0	0,1
25	Fevereiro	170,0	3,0	69,0	1,2	7,0	0,1
04	Março	66,0	1,6	32,0	0,1	11,0	0,1
14	Março	126,0	0,5	77,0	0,5	17,0	0,1
19	Março	157,0	5,5	66,0	0,3	9,0	0,1
27	Março	58,0	6,0	41,0	5,0	13,0	0,1
03	Abril	288,0	7,0	63,0	0,1	11,0	0,1
09	Abril	412,0	7,5	98,0	1,0	20,0	0,1
15	Abril	340,0	6,0	78,0	0,5	20,0	0,1
24	Abril	400,0	5,5	90,0	1,0	43,0	0,1
02	Maio	231,0	3,0	143,0	1,4	28,0	0,1
08	Maio	325,0	6,0	55,0	0,2	38,0	0,1
15	Maio	462,0	7,0	53,0	0,2	24,0	0,1
22	Maio	356,0	4,0	78,0	0,1	23,0	0,1

QUADRO C - MEDIÇÕES DE SÓLIDOS REALIZADAS NO ANO DE 2018 (CONTINUAÇÃO)

06	Junho	247,0	1,5	75,0	0,4	24,0	0,1
11	Junho	521,0	6,0	100,0	0,3	26,0	0,1
17	Junho	260,0	3,5	104,0	0,5	29,0	0,1
27	Junho	100,0	0,6	45,0	0,2	10,0	0,1
03	Julho	213,0	3,5	80,0	0,1	40,0	0,1
10	Julho	423,0	4,0	79,0	0,3	50,0	0,1
15	Julho	150,0	1,4	57,0	0,1	35,0	0,1
25	Julho	650,0	4,5	231,0	1,5	32,0	0,1
01	Agosto	381,0	5,5	85,0	0,2	13,0	0,1
07	Agosto	364,0	3,5	100,0	0,1	39,0	0,1
13	Agosto	322,0	2,5	91,0	0,1	43,0	0,1
22	Agosto	636,0	5,0	127,0	0,1	30,0	0,1
27	Agosto	253,0	7,0	80,0	0,1	16,0	0,1
03	Setembro	195,0	1,8	77,0	0,8	19,0	0,1
11	Setembro	442,0	3,4	77,0	0,4	25,0	0,1
16	Setembro	300,0	1,2	123,0	0,1	5,0	0,1
23	Setembro	121,0	1,8	47,0	0,4	13,0	0,1
02	Outubro	325,0	3,5	108,0	1,7	15,0	0,1
07	Outubro	133,0	2,5	48,0	0,4	12,0	0,1
15	Outubro	80,0	4,0	31,0	0,1	12,0	0,1
22	Outubro	160,0	1,6	63,0	0,1	20,0	0,1
06	Novembro	309,0	6,0	53,0	0,2	18,0	0,1
11	Novembro	305,0	4,5	62,0	0,2	17,0	0,1
20	Novembro	232,0	3,5	53,0	0,4	14,0	0,1
25	Novembro	363,0	4,5	85,0	0,6	20,0	0,1
04	Dezembro	121,0	1,3	31,0	0,1	21,0	0,1
11	Dezembro	391,0	8,0	45,0	0,2	7,0	0,1
18	Dezembro	159,0	1,8	47,0	0,2	12,0	0,1
26	Dezembro	235,0	5,0	53,0	0,2	6,0	0,1

FONTE: SANEPAR (2019)

QUADRO D - PH E ALCALINIDADE REALIZADOS NO ANO DE 2018 (CONTINUA)

Data		Afluente		Saída do Ralf		Efluente	
Dia	Mês	pH	Alcalinidade (mg/L)	pH	Alcalinidade (mg/L)	pH	Alcalinidade (mg/L)
01	Janeiro	7,2	68,0	7,3	116,0	8,1	103,0
09	Janeiro	8,1	265,0	8,2	93,5	8,3	212,0
17	Janeiro	7,8	156,0	8,1	184,0	8,5	168,0
22	Janeiro	7,7	111,0	7,9	136,0	8,3	139,0
28	Janeiro	7,7	129,0	7,4	126,0	8,4	136,0
07	Fevereiro	8,0	244,0	7,4	172,0	8,4	155,0
14	Fevereiro	7,2	119,0	7,4	117,0	8,2	116,0
21	Fevereiro	8,0	272,0	7,3	226,0	8,1	201,0
25	Fevereiro	8,0	216,0	7,3	282,0	8,2	239,0
04	Março	7,8	190,0	7,2	182,0	8,1	188,0
14	Março	8,1	360,0	7,3	285,0	8,3	238,0
19	Março	7,7	171,0	7,4	224,0	8,3	184,0
27	Março	7,5	110,0	7,4	113,0	8,1	125,0
03	Abril	7,8	199,0	7,2	151,0	8,1	152,0
09	Abril	8,2	287,0	7,4	247,0	8,2	244,0
15	Abril	8,4	295,0	7,4	327,0	8,4	288,0
24	Abril	8,4	387,0	7,3	340,0	8,3	311,0
02	Maio	8,7	404,0	7,5	377,0	8,7	308,0
08	Maio	8,6	411,0	7,4	383,0	8,5	321,0
15	Maio	8,0	428,0	6,9	396,0	7,9	324,0
22	Maio	8,3	401,0	7,0	396,0	7,9	299,0
06	Junho	8,1	349,0	6,9	267,0	7,9	253,0
11	Junho	7,9	438,0	6,9	388,0	7,9	288,0
17	Junho	7,5	190,0	6,9	198,0	7,7	183,0
27	Junho	7,1	116,0	6,8	121,0	7,3	111,0
03	Julho	7,5	309,0	6,8	271,0	7,7	222,0
10	Julho	8,1	373,0	6,9	345,0	7,8	308,0
15	Julho	7,8	254,0	6,9	358,0	7,8	307,0
25	Julho	8,1	373,0	6,9	413,0	7,9	349,0
01	Agosto	8,2	446,0	6,8	434,0	7,9	346,0
07	Agosto	8,3	505,0	6,9	461,0	8,0	380,0
13	Agosto	8,3	512,0	6,9	443,0	7,9	352,0
22	Agosto	7,2	434,0	6,9	378,0	7,9	307,0
27	Agosto	8,0	349,0	6,9	347,0	7,8	254,0

QUADRO D - PH E ALCALINIDADE REALIZADOS NO ANO DE 2018 (CONTINUAÇÃO)

03	Setembro	7,8	242,0	6,9	177,0	7,9	180,0
11	Setembro	8,2	438,0	6,8	358,0	7,8	256,0
16	Setembro	7,9	412,0	6,8	397,0	7,9	302,0
23	Setembro	7,9	366,0	6,9	382,0	7,9	263,0
02	Outubro	7,7	243,0	7,0	234,0	7,9	212,0
07	Outubro	6,7	130,0	7,0	135,0	7,7	108,0
15	Outubro	7,1	71,0	7,0	114,0	7,5	85,0
22	Outubro	7,3	125,0	6,9	112,0	7,8	105,0
06	Novembro	7,7	278,0	7,0	241,0	7,8	234,0
11	Novembro	7,4	219,0	6,9	299,0	7,9	236,0
20	Novembro	8,0	337,0	6,9	314,0	7,9	276,0
25	Novembro	7,8	298,0	7,0	343,0	8,1	308,0
04	Dezembro	7,9	347,0	6,9	335,0	7,8	280,0
11	Dezembro	7,9	415,0	6,8	388,0	7,9	283,0
18	Dezembro	7,6	304,0	6,7	324,0	7,8	307,0
26	Dezembro	7,8	292,0	6,8	311,0	7,8	262,0

FONTE: SANEPAR (2019)

